

**MEJORA DEL CONTROL DE PH EN EL PROCESO DE BLANQUEO,
MEDIANTE LA IMPLANTACIÓN PRÁCTICA DE UN PREDICTOR SMITH EN UN
SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO FOXBORO I/A**

**HENRY RAMOS ALVARADO
LADY CATHERINE MUÑOZ HERNÁNDEZ**

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTOS DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA Y AUTOMÁTICA Y
ELECTRÓNICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECATRÓNICA
SANTIAGO DE CALI
2006**

**MEJORA DEL CONTROL DE PH EN EL PROCESO DE BLANQUEO,
MEDIANTE LA IMPLANTACIÓN PRÁCTICA DE UN PREDICTOR SMITH EN UN
SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO FOXBORO I/A**

**HENRY RAMOS ALVARADO
LADY CATHERINE MUÑOZ HERNÁNDEZ**

**Trabajo final pasantía para optar al título de:
Ingeniero Electricista e Ingeniera Mecatrónica**

**Docente:
JOSÉ IGNACIO PÉREZ CHAPARRO
INGENIERO**

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTOS DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA Y AUTOMÁTICA Y
ELECTRÓNICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECATRÓNICA
SANTIAGO DE CALI
2006**

Nota de aceptación:

Aprobado por el Comité de Grado en cumplimiento de los requisitos exigidos por la Universidad Autónoma de Occidente para optar al título de Ingeniero Electricista e Ingeniera Mecatrónica.

Ing. JIMMY TOMBE ANDRADE.

Director

Ing. DIEGO ALMARIO.

Director

Santiago de Cali, 20 de Noviembre de 2006

AGRADECIMIENTOS

A nuestras familias, por el apoyo incondicional durante toda la carrera, la confianza puesta en nuestras capacidades y el orgullo que sienten por este título obtenido.

A la empresa PROPAL S.A., al Ingeniero Mario López, Gerente De Automatización y Control De Procesos, al asesor Harold Home, Ingeniero electrónico de Invensys Foxboro Colombia, a dibujantes y técnicos William Castro Campiño, Luis Eduardo Pasos, Diego Mendoza, a los operadores de planta Edison Mendoza y Homero Silva por la colaboración prestada.

De igual manera al director academico de pasantía José Ignacio Pérez Chaparro, docente de Control de Procesos de la Universidad Autónoma de Occidente y el asesor en control Juan Gonzalo Álvarez, docente de Instrumentación y Control de Procesos SENA Regional Valle

CONTENIDO

	Pág.
GLOSARIO	13
RESUMEN	21
INTRODUCCIÓN	23
1. PRODUCTORA DE PAPELES PROPAL S.A.	25
1.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LA EMPRESA	25
1.2. MISIÓN	26
1.3. VISIÓN	26
1.4. VALORES INSTITUCIONALES	26
1.4.1. Integridad.	26
1.4.2. Compromiso.	27
1.4.3. Servicio.	27
1.4.4. Progreso.	27
2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	28
3. MARCO TEÓRICO	29
4. ANTECEDENTES	33
5. OBJETIVOS	34
5.1. OBJETIVO GENERAL	34
5.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	34
6. JUSTIFICACIÓN	35
7. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE BLANQUEO (EXTRACCIÓN)	36
8. pH	38
8.1. INTRODUCCIÓN DE pH	38
8.2. MEDICIÓN DEL pH	39
8.3. COMPENSACIÓN DE TEMPERATURA	40

8.4. EFECTOS DE LA TEMPERATURA	40
9. CONTROL DE pH EN EL PROCESO DE BLANQUEO	42
10. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO EN EL PROCESO DE BLANQUEO	44
11. FACTORES QUE AFECTAN EL CONTROL DE pH	45
11.1. TIEMPO MUERTO	45
11.2. TEMPERATURA	45
11.3. RATA DE FLUJO DE PULPA	47
11.4. PARADAS SÚBITAS DE EQUIPOS	47
12. PRUEBAS DE LAZO ABIERTO EN EL PROCESO DE BLANQUEO	48
12.1. SISTEMA EN LAZO ABIERTO	48
12.1.1. Prueba 1 – Marzo 6 de 2006.	49
12.1.2. Prueba 2 – Marzo 6 de 2006.	50
12.1.3. Prueba 3 – Marzo 17 de 2006.	51
12.1.4. Prueba 4 – Marzo 17 de 2006.	52
12.1.5. Valores promedio.	53
13. DESARROLLO DE PRODUCTOS	54
13.1. PLANTEAMIENTO DE LA MISIÓN	54
13.1.1. Descripción del producto.	54
13.1.2. Principales objetivos de marketing.	54
13.1.3. Mercado primario.	55
13.1.4. Mercado secundario.	55
13.1.5. Premisas y restricciones.	55
13.1.6. Partes implicadas.	55
13.2. NECESIDADES DE LA EMPRESA	55
13.3. MEDIDAS Y SUS UNIDADES	56
13.4. ESPECIFICACIONES PRELIMINARES	56
13.5. GENERACIÓN DE CONCEPTOS	57
13.5.1. Descripción del problema.	57

13.5.2. Necesidades.	57
13.5.3. Especificaciones.	58
13.6. CAJA NEGRA	58
13.7. DESCOMPOSICIÓN FUNCIONAL	59
13.8. ÁRBOL DE CLASIFICACIÓN DE ESTRATEGIAS	59
13.9. COMBINACIÓN DE ESTRATEGIAS	60
13.9.1. Estrategias.	60
13.9.2. Combinación de estrategias.	61
13.10. POSIBLES ESTRATEGIAS	64
13.10.1. Concepto A.	64
13.10.2. Concepto B.	64
13.10.3. Concepto C.	65
13.10.4. Concepto D.	65
13.11. SELECCIÓN DE ESTRATEGIAS	66
13.11.1. Método estructurado.	66
13.12. ANÁLISIS DE CONTROLADORES CON COMPENSACIÓN DE TIEMPO MUERTO	67
13.12.1. Controlador PIDA.	67
13.12.2. Controlador PID con Predictor de Smith.	68
13.13. ARQUITECTURA DE LA ESTRATEGIA	72
13.13.1. Partes que componen la estrategia de control.	72
13.13.2. Puntos claves de medición.	73
13.13.3. Señal en el DCS.	73
13.14. DISEÑO INDUSTRIAL	73
13.14.1. Apariencia de la estrategia de control.	74
13.14.2. Valoración del diseño industrial.	74
13.14.3. Tendencia de la estrategia.	74
13.14.4. Ubicación de la estrategia.	75
13.15. DISEÑO DETALLADO	75

13.15.1. Sistema en lazo abierto.	76
13.15.2. Sistema en lazo cerrado.	81
13.15.3. Lazo cerrado con el Predictor Smith.	88
13.15.4. Implementación del Predictor en el I/A	92
14. CONCLUSIONES	95
BIBLIOGRAFÍA	97
ANEXOS	99

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Concentración de iones de hidrógeno.	39
Tabla 2. Necesidades de acuerdo a su importancia.	55
Tabla 3. Unidades de medida para las necesidades de la empresa.	56
Tabla 4. Especificaciones preliminares.	57
Tabla 5. Matriz de tamizaje.	66
Tabla 6. Valoración de necesidades ergonómicas.	74
Tabla 7. Valoración de necesidades estéticas.	75
Tabla 8. Polos vs. Ganancia proporcional.	78
Tabla 9. Polos vs. Ganancia proporcional – Lazo cerrado.	84

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Panorámica de PROPAL – Planta 1.	25
Figura 2. Etapa de extracción.	30
Figura 3. Lazo genérico de control de planta con retardo.	31
Figura 4. Predicción de salida y realimentación.	32
Figura 5. Medidor de pH marca HACH.	43
Figura 6. Cuarto de control en BLANQUEO.	43
Figura 7. Variación de pH, con la temperatura.	45
Figura 8. Termografía.	46
Figura 9. Sistema de primer orden con tiempo muerto.	48
Figura 10. Prueba 1.	49
Figura 11. Prueba 2.	50
Figura 12. Prueba 3.	51
Figura 13. Prueba 4.	52
Figura 14. Caja negra.	58
Figura 15. Descomposición de la caja negra.	59
Figura 16. Clasificación de estrategias.	60
Figura 17. Estrategias.	61
Figura 18. Concepto A.	62
Figura 19. Concepto B.	62
Figura 20. Concepto C.	63
Figura 21. Concepto D.	63
Figura 22. Controlador PID con realimentación.	64
Figura 23. Controlador PID en cascada.	64
Figura 24. Controlador PID con el Predictor Smith.	65

Figura 25. Controlador PIDA.	65
Figura 26. Lazo genérico de control de planta con retardo.	69
Figura 27. Planta separada del retardo.	69
Figura 28. Predicción de salida y realimentación.	70
Figura 29. Regulador sin realimentación.	71
Figura 30. Diagrama de bloques del Predictor Smith.	72
Figura 31. Ubicación de la estrategia de control.	75
Figura 32. Diagrama de bloques del sistema en lazo abierto.	76
Figura 33. Salida en lazo abierto.	76
Figura 34. Lugar geométrico de la raíz.	77
Figura 35. Diagrama de Bode.	79
Figura 36. Margen de fase.	80
Figura 37. Margen de ganancia.	81
Figura 38. Diagrama de bloque del sistema en lazo cerrado.	82
Figura 39. Salida en lazo cerrado.	83
Figura 40. Señal de control.	84
Figura 41. Curva de respuesta escalón unitario.	86
Figura 42. Análisis de respuesta transitoria.	87
Figura 43. Diagrama de bloques del Predictor Smith.	88
Figura 44. Señal de realimentación y salida del Predictor.	90
Figura 45. Señal de control del Predictor de Smith.	90
Figura 46. Diagrama de bloques del Predictor Smith en el DCS I/A Foxboro.	91
Figura 47. Comportamiento de la estrategia de control.	92
Figura 48. Control de pH y flujo de soda en el DCS I/A.	93
Figura 49. Comportamiento de pH, frente a una entrada escalón.	94

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Comportamiento del pH y el flujo de soda en el proceso de blanqueo.	99
Anexo B. Controlador de flujo de soda.	100
Anexo C. Lazo de control.	101
Anexo D. Descripción del medidor de pH de pulpa a torre de cáustica.	102

GLOSARIO

AGAFANO: AGA, una de las cinco compañías de gas más grandes del mundo, es líder en el mercado latinoamericano y pionera en la elaboración y comercialización de los más diversos gases. Concentrando su esfuerzo en la industria de los gases y sus aplicaciones, AGA ha llegado a ser hoy proveedor de un millón de empresas en todo el mundo.

BOMBA KAMYR: está unida a un Stand Pipe desde donde bombea la pulpa.

La Bomba Kamir tiene mecanismos auxiliares como son: circuitos de control y enfriamiento de sello mecánico, Un sistema de vacío para controlar las burbujas de aire que ingresan a la pulpa y que puede ser por Bomba de vacío externa o incorporada, Multiplicador de velocidad, sistema de lubricación independiente (con motor y bomba) para lubricación del multiplicador. Todo el mecanismo es accionado por un motor eléctrico.

CELULOSA: es una fibra vegetal que conforma las paredes celulares de los árboles y otras plantas, y que representa el 50% de su constitución física. La estructura química de la celulosa está formada por uniones de moléculas de glucosa adheridas entre sí por la lignina, sustancia que refuerza las células, confiriéndoles consistencia y rigidez.

CHUTE DE COMUNICACIÓN: transportador de la pulpa.

CONSISTENCIA (ESPESOR): es la característica física que gobierna las fuerzas de cohesión-adhesión, responsables de la resistencia. Se refiere a las fuerzas que permiten que las partículas se mantengan unidas; se puede definir como la resistencia que ofrece la masa a ser deformada.

COMPENSACIÓN DE TIEMPOS MUERTOS: es un método que consiste en sacar el tiempo afuera del bucle de control, también es llamado Predictor de Smith.

DCS (SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO): control y monitorización de subsistemas e interfaz de usuario homogénea.

EXACTITUD: es el grado en el cual la información de un mapa o en una base de datos digital se muestra verdadera o con valores aceptables.

FASE DE COCCIÓN: operación que consiste en poner en un horno algún tipo de masa para que con la acción del calor pierda humedad y adquiera determinadas propiedades.

HEMICELULOSA: un polisacárido componente de la pared celular primaria; similar a la celulosa, pero degradado más fácilmente.

HI SHEAR: son equipos especiales, los cuales en su parte externa o carcasa tiene una entrada radial y una axial, tienen una zona de inyección del químico y una línea de rechazos de materiales extraños. En su parte interna está provista de un rotor que gira entre dos platos o anillos mezcladores, uno de los anillos tiene barras de rechazo de materiales extraños que se depositan en la línea existente para tal fin el eje del rotor se acopla a una polea que es movida por motor eléctrico.

ESTABILIDAD: es la permanencia o duración en el tiempo que muestra una señal después de darle un valor de referencia.

LAVADORAS DE CLORO, CÁUSTICA E HIPOCLORITO: son cilindros cuya estructura interna es en acero y recubierta en fibra o caucho. Su superficie es

acanalada y en uno de sus extremos va una zona de descargue del filtrado que va a una válvula de vacío calibrable para lograr optimización del vacío. La superficie del cilindro lleva una malla soporte y encima de ésta otra de diferente trama o mesh.

LAZO DE CONTROL: es una combinación de componentes que actúan juntos y realizan un control determinado.

LIGNINA: la palabra lignina proviene del término latino *lignum*, que significa madera; así, a las plantas que contienen gran cantidad de lignina se las denomina “leñosas”.

La lignina se caracteriza por ser un complejo aromático (no carbohidrato) del que existen muchos polímeros estructurales (ligninas). Resulta conveniente utilizar el término lignina en un sentido colectivo para señalar la fracción lignina de la fibra.

MATLAB: es la abreviatura de *Matrix Laboratory* (laboratorio de matrices). Es un programa de matemáticas creado por The MathWorks en 1984. Está disponible para las plataformas Unix, Windows y MAC.

MODELOS DIFUSOS: es un determinado sistema con las siguientes características. – Operar a nivel de términos lingüísticos. – Representar y procesar incertidumbre.

MODELOS NEURONALES: modelos computacionales paralelos con unidades de proceso llamadas neuronas, adaptativas y masivamente interconectadas.

pH: es una unidad de medida que describe el grado de acidez o de alcalinidad de una solución. Se mide en una escala de 0 a 14. La definición formal del pH es el logaritmo negativo de la actividad de ion de hidrógeno.

PID (ACCIÓN DE CONTROL PROPORCIONAL – INTEGRAL – DERIVATIVA): es la combinación de una acción de control proporcional, una acción de control integral y una acción de control derivativa.

PIERNA BAROMÉTRICA: es la encargada de recoger los filtrados de la pulpa, cuando está en el vat de las lavadoras.

PREDICTOR SMITH: método de control para compensación de tiempos muertos, sobre la realimentación.

PROCESO DE BLANQUEO: la función de este proceso, es producir pulpa blanca a partir de pulpa café de bagazo de caña de azúcar.

PROCESO DE DESLIGNIFICACIÓN: la función es sacar la lignina por medios químicos, utilizando cloro para formar cloro-ligninas.

PULPA: parte esponjosa que se encuentra en los troncos o tallos de las plantas leñosas: la pulpa de los árboles constituye la materia prima en la fabricación del papel.

PULPA BLANCA: pulpa compuesta de celulosa únicamente con poco o ninguna lignina.

PULPA CAFÉ: es pulpa compuesta de celulosa y bastante lignina.

RECIRCULACIÓN: este proceso se realiza cuando la blancura no se encuentra dentro del rango estipulado ($\pm 85\%$). La blancura se mide después de que la pulpa sale de la lavadora de hipoclorito, de allí se devuelve hacia el mezclador y se para el proceso desde la lavadora de cáustica hacia el tanque de 150 Ton, donde comienza el proceso de clorinación.

REPULPADORES DE LOS CILINDROS DE LAS LAVADORAS: son movidos por motores eléctricos acoplados a un reductor de velocidad fija, su función es mezclar y transportar la pulpa.

Encima del Repulpador lavadora de cloro va a un tubo perforado que dosifica soda al 9% de concentración. Mediante la configuración de sus aletas transporta la pulpa hacia la parte final del equipo donde está el chute de descarga. Encima del repulpador de la lavadora de cáustica se adiciona ácido sulfámico con concentración de 4%.y el hipoclorito

SET-POINT: referencia.

SIMULACIÓN: es un método utilizado mediante una interfaz gráfica para descubrir el comportamiento de un sistema y postular teorías o hipótesis que expliquen el comportamiento observado.

STAND PIPE: tanque de almacenamiento, viene con una bomba que es la encargada de expulsar la pulpa hacia las torres.

TANQUE 100 TON: el tanque de almacenamiento de pulpa blanca de 100 toneladas tiene una dimensión de 30" diámetro por 51'10' altura con un volumen de 860 m³.

TANQUE 150 TON: es un Tanque cilíndrico construido en mortero de arena-piedra-cemento-acero y revestido internamente con cerámica. Tiene una capacidad de almacenaje e 150 Toneladas de pulpa café a una consistencia del 10%.

TANQUE 200 TON: es una estructura cilíndrica de 11.58 metros de diámetro por 25.40 metros de altura. Tiene un agitador mecánico con sistema de Transmisión por motor y Transmisión de bandas. Una Bomba centrífuga (Sulzer) envía la pulpa a las líneas de refinería de Maquinas.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PERÓXIDO: es un tanque hecho con un material pretratado especial para este tipo de químicos con una capacidad de 42.5 Ton a una concentración promedio del 60%.

TANQUES DE PREPARACIÓN DE ÁCIDO SULFÁMICO: son de fibra de vidrio con una capacidad de 4.800 lts., la concentración promedio es del 4%.

TANQUE DE SELLO: (Etapa de clorinación) es un tanque de cemento de 21.5 mts³ de volumen y capacidad de 5.700 gis. (Etapa de extracción) Volumen de 26.5 mts³ y capacidad de 7.000 gis.

TANQUE DE ZÚÑIGA: tanque donde se almacena agua proveniente de calderas y filtrados de los tanques de sello, que luego van a desmedulado.

TANQUE R3 DE BAJA DENSIDAD: la función principal es acondicionar la pulpa a una consistencia de 4.2% para prepararla y así aplicarle el cloro gaseoso más adelante.

TORRE DE CÁUSTICA: tiene una dimensión de 12"diámetro por 33"6" siendo su volumen de 103 m^3 y su capacidad de 10 Ton al 10% de consistencia, está forrada internamente con ladrillos antiácido, provista de tres agujeros pequeños para sus sensores de temperatura y nivel y además de uno grande para inspección interna de la torre .A una altura determinada tiene duchas para la dilución de la pulpa de $107,6 \text{ m}^3$. Esta provisto de un agitador para el movimiento de la pulpa y tiene un cono en la parte inferior.

TORRE DE CLORINACIÓN: es un tanque de 141-60 diámetros por 35" – 0" de altura, para una capacidad de 5.3 Ton., al 4.2% de consistencia, siendo su volumen de 150 M3.

TORRE DE HIPOCLORITO: tiene una dimensión 15" diámetro por 35" para un volumen de 175.2 mts^3 y capacidad de 17 Ton al 10% de consistencia. Está forrada internamente con ladrillo antiácido, provista de tres agujeros pequeños par los sensores de temperatura y nivel, además de uno grande para su revisión interna. A una altura determinada tiene duchas de dilución de la pulpa y en la parte inferior tiene un cono y un agitador para la agitación y dirección en el movimiento de la pulpa.

TORRE DE OXÍGENO: es un reactor con una capacidad 1.5 Ton a una consistencia del 10%.

VAT: piscina donde llega la pulpa diluida a un 2% aproximadamente, utilizada como alimento para los cilindros de las lavadoras.

VISCOSIDAD: propiedad de un fluido que tiende a oponerse a su flujo cuando se le aplica una fuerza. Los fluidos de alta viscosidad presentan una cierta resistencia a fluir; los fluidos de baja viscosidad fluyen con facilidad. La fuerza con la que una

capa de fluido en movimiento arrastra consigo a las capas adyacentes de fluido determina su viscosidad, que se mide con un recipiente (viscosímetro) que tiene un orificio de tamaño conocido en el fondo. La velocidad con la que el fluido sale por el orificio es una medida de su viscosidad

RESUMEN

El presente trabajo de investigación se llevó a cabo en la ciudad de Yumbo con ayuda de la productora de papeles PROPAL S.A., planta 1. Se pretende realizar una estrategia de control en el proceso de blanqueo para mejorar la respuesta de pH debido a un tiempo muerto existente entre la adición de químicos y la medición.

Se realiza un estudio de cómo es el sistema de blanqueo y como se controla, desde la parte final de la etapa de pulpa café, hasta los tanque de almacenamiento de pulpa blanca.

Se continuó con el estudio detallado de la etapa de extracción, donde se encuentran ubicados los equipos para el control de pH (válvula de control de adición de soda y sensor para medición de pH). Para realizar este estudio contamos con la ayuda de los operadores e ingenieros del proceso de la planta.

Una vez realizados los estudios del proceso, se realizaron una serie de pruebas en lazo abierto para obtener la función de transferencia del proceso y observar sus características y comportamiento.

Al realizar la investigación sobre estrategias de control, para procesos con gran tiempo muerto, encontramos que la más recomendable para instalar en el Sistema de Control Distribuido instalado en la planta, fue el Predictor Smith, debido a las herramientas de control incluidas en el equipo.

Posteriormente las simulaciones en lazo abierto y en lazo cerrado, en el programa MATLAB, nos dieron una idea de cómo sería el comportamiento y estabilidad de nuestro modelo para poder aplicarle el método del Predictor Smith.

Finalmente se implementó la estrategia de compensación de tiempo muerto (Predictor Smith) en el Sistema de Control Distribuido I/A Foxboro, se analizaron tendencias y se realizaron pruebas de campo con los ingenieros de proceso, antes de la puesta en servicio.

INTRODUCCIÓN

La función de la planta de blanqueo es producir pulpa blanca a partir de pulpa café de bagazo de caña de azúcar.

El proceso de blanqueo recibe pulpa café, está proviene de la fase de lavado y depuración de pulpa y lo que hace es remover las ligninas (componente no celulósico) de la pulpa café, estabilizar la blancura, mantener las propiedades de resistencia en la pulpa blanca y garantizar limpieza en la pulpa.

La fase de blanqueo de la pulpa se puede dividir en tres subfases:

- Etapa de Clorinación
- Etapa de Extracción
- Etapa de Hipoclorito

Etapa de clorinación: La pulpa café viene de los tanques de almacenamiento, es diluida con agua industrial, máquinas y filtrados clorados para bajar su consistencia. La pulpa es llevada a un tanque de baja consistencia, de allí es transportada a un mezclador para la aplicación de cloro gaseoso y luego llevada a la torre de clorinación para la reacción del cloro.

Etapa de extracción: Esta subfase recibe la pulpa con cloro ligninas, se le aplica soda cáustica para continuar el proceso de deslignificación y subir el pH a un medio alcalino, para luego ser aplicado el peróxido y oxígeno que son agentes oxidantes y blanqueadores, además se le aplica vapor para obtener una alta temperatura y así lograr una buena reacción de los químicos aplicados.

Estas primeras subfases de blanqueo, son consideradas como la continuación de la deslignificación empezada en la fase de cocción.

Etapas de Hipoclorito: En esta etapa se aplica el hipoclorito que es el verdadero agente blanqueador. El objetivo es destruir la lignina residual que aún permanece en la pulpa.

El hipoclorito es un oxidante no específico, es decir, ataca por igual la lignina y la celulosa. Las reacciones que ocurren sobre las celulosas hacen que se rompan algunos enlaces químicos, por consiguiente hay pérdida de propiedades, para controlar esto se usa ácido sulfámico como el agente protector de las propiedades físicas de la fibra (celulosa y hemicelulosa), así se logra una viscosidad buena en la pulpa.

Las tres etapas del proceso de blanqueo requieren de la utilización de soluciones químicas, mezcla de ellas y de la medición de pH, en este proceso ha transcurrido un tiempo, el cual es necesario para la homogenización de la pulpa y la calidad de la misma, denominado tiempo muerto. Si incrementa o disminuye el pH, la respuesta del lazo de control sobre el elemento final (válvula), refleja este atraso, lo que dificulta su control.

1. PRODUCTORA DE PAPELES PROPAL S.A.

1.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LA EMPRESA

Empresa colombiana dedicada a la producción de papel a partir de la fibra de caña de azúcar, posee dos plantas de fabricación, Planta 1 localizada en Yumbo – Valle del Cauca a 10 Km., al norte de Cali (Ver figura 1). Planta 2 localizada en Caloto – Valle del Cauca a 25 Km., al sur de Cali.

Figura 1. Panorámica de PROPAL – Planta 1.



1.2. MISIÓN

Ofrecer al mercado mundial, con énfasis en la región Andina, pulpa, papel y productos derivados, de calidad competitiva, complementados con una oferta de servicio personalizado y oportuno, obtenidos a través de una cultura de Gestión Integral.

Buscar siempre el desarrollo del potencial y bienestar de nuestros colaboradores y asumir una responsabilidad integral con la comunidad interna y externa.

Obtener los resultados financieros que aseguren la consecución de los recursos necesarios para la reconversión tecnológica permanente de PROPAL y para maximizar el valor económico agregado a los inversionistas.

1.3. VISIÓN

Ser preferidos en el mercado papelerero en donde participemos, por nuestra capacidad de ofrecer un servicio personalizado y oportuno frente a las necesidades de nuestros clientes, ofreciendo soluciones integrales para satisfacerlas.

1.4. VALORES INSTITUCIONALES

1.4.1. Integridad.

- Tener respeto y lealtad consigo mismo, con su familia y con los demás.
- Ser honesto con su trabajo y sus compañeros.
- Ser ético en las relaciones con clientes, proveedores y demás entidades externas.

- Cumplir responsablemente las normas y regulaciones establecidas en la empresa y en la sociedad.
- Asumir la responsabilidad por su seguridad, la de sus compañeros y por los bienes de la empresa.

1.4.2. Compromiso.

- Alcanzar los resultados que aseguren el éxito económico permanente de la compañía.
- Mantener una actitud positiva y entusiasta haciendo más allá de lo necesario en su trabajo.
- Trabajar unidos en equipo por PROPAL.

1.4.3. Servicio.

- Satisfacer de manera oportuna y razonable las necesidades del cliente externo e interno.
- Mantener un espíritu espontáneo de colaboración y apoyo con los demás, sin intereses ni egoísmos.

1.4.4. Progreso.

- Fomentar una cultura de aprendizaje continuo que apoye el desarrollo de la empresa, sus colaboradores y su familia.
- Asumir el cambio tecnológico y administrativo como una oportunidad de crecimiento.
- Promover el desarrollo sostenible cuidando la comunidad y el medio ambiente.

2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En el proceso de blanqueo que se da en PROPAL S.A., es necesario implementar una nueva estrategia de control de pH con características mas avanzadas que las de un simple controlador PID, debido a la inestabilidad que presenta el proceso controlado por un gran tiempo muerto. (En el *ANEXO A.*, se observa el comportamiento del control de pH)

A la estrategia de control actual (PID) ha sido necesario colocarle límites tanto en la salida como a los set-point de los controladores, ya que se está saturando constantemente.

En algunas ocasiones el operador trabaja con el controlador en manual, para poder conseguir los parámetros fijados por la producción, esto hace que el consumo de soda muchas veces no sea el deseado y la blancura del papel se ve afectada por la adición inadecuada de los químicos. (En el *ANEXO B.*, se observa el controlador de flujo de soda.)

Y aunque el proceso se encuentra implementado en un sistema de control de última tecnología (Sistema de Control Distribuido), el control PID se hace insuficiente para controlar con exactitud procesos con gran tiempo muerto.

3. MARCO TEÓRICO

La Productora de Papeles PROPAL S.A. es una empresa colombiana dedicada a la producción de papel a partir de la fibra de caña de azúcar. Genera 1.500 empleos directos y 10.000 indirectos. Mueve el mercado del bagazo de caña de azúcar, carbón, cal y otros productos e insumos de origen nacional. Actualmente produce más de 200 calidades de papel para el mercado nacional y de exportación.

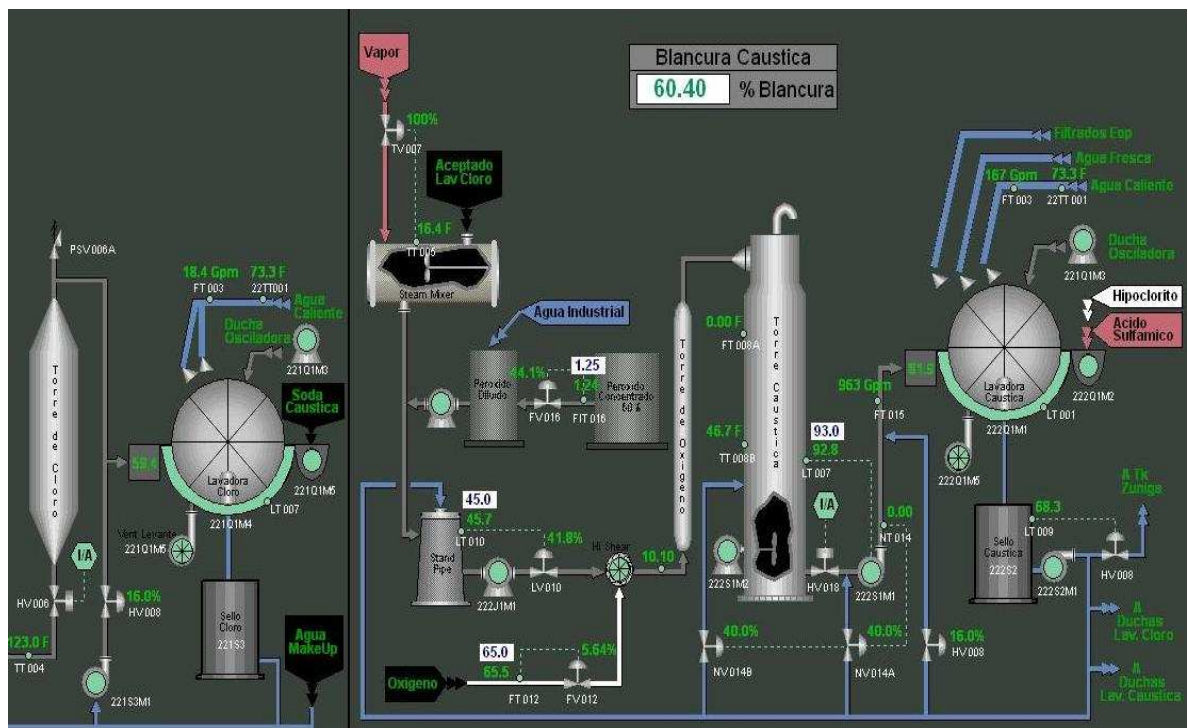
El papel como producto final, se consigue mediante la transformación de la fibra de caña, extrayendo la pulpa y agregando aditivos, para así lograr una hoja uniforme para la imprenta, escritura y oficina.

En el proceso de blanqueo que se realiza en PROPAL S.A. existe tiempo muerto en el control de pH que influye en la calidad y los costos del producto final, este retardo se encuentra reflejado en tres etapas que son: clorinación, extracción e hipoclorito. Se da desde que la pulpa llega al Hi Shear (motor) donde se mezcla con los químicos (*clorinación*: cloro gaseoso, *extracción*: soda cáustica, *hipoclorito*: ácido sulfámico e hipoclorito de sodio), luego la pulpa es transportada al chute de comunicación con el mezclador y es descargada en el stand pipe de la bomba kamyr, para finalmente llegar a las torres de cada una de las etapas. (Ver figura 2).

El pH es una unidad de medida que describe el grado de acidez o de alcalinidad de una solución. Se mide en una escala de 0 a 14. El término pH se deriva de "p", del símbolo matemático del logaritmo negativo, y de "H", el símbolo químico del hidrógeno. La definición formal del pH es el logaritmo negativo de la actividad de ion de hidrógeno.

En PROPAL S.A. se tiene que mantener el rango de pH entre 10.1% y 10.5%, entonces cuando se incrementa o se disminuye el valor en el proceso, el elemento final de control (válvula) se cierra o se abre para controlar el paso de los químicos utilizados, pero cuando la válvula realiza su función hay pulpa en línea y es allí cuando hay pérdidas. (En el ANEXO C., se observa el lazo de control donde existe el tiempo muerto).

Figura 2. Etapa de extracción.



La medición del pH en el proceso determina la blancura del papel, si al finalizar la etapa de hipoclorito el pH se encuentra por fuera de sus límites, la pulpa entra en recirculación y se pierden químicos, producción de papel y tiempo.

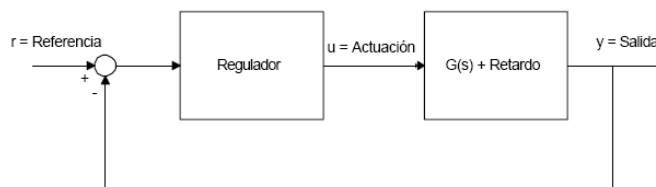
Para mejorar el problema del tiempo muerto, será implementada una estrategia con el método del predictor Smith en el Sistema de Control Distribuido, ya que dicho predictor minimiza los efectos de retardo y además tiene un esquema de control que facilita los cálculos.

Uno de los principales problemas de los controladores clásicos, como es el PID, es su comportamiento frente a plantas con un retardo considerable. En general, la forma de solucionar este efecto es reducir la ganancia del controlador a los fines de poder “esperar” el resultado de la actuación luego del retardo. Si ajustamos un regulador para una planta con y sin retardo los parámetros serán completamente distintos. Es obvio que el comportamiento a lazo cerrado del proceso sin retardo será superior al de la planta equivalente con retardo.

Es posible diseñar un regulador de modo tal que la planta con retardo tenga el mismo comportamiento que si no lo tuviera, con la salvedad que no es posible compensar el retardo ya que es intrínseco al proceso, pero sí se puede compensar su efecto sobre la realimentación. La idea está basada en que, al conocer el retardo, es posible saber qué es lo que sucederá luego del mismo, es decir podemos “predecir” el comportamiento del proceso.

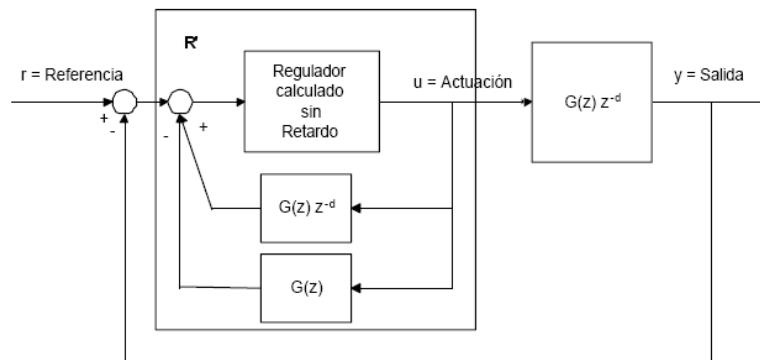
En la figura 3 se puede ver un lazo genérico de control de una planta con retardo, en donde se realimenta la salida afectada por la demora. Esto ocasiona un efecto degradante en el comportamiento en lazo cerrado.

Figura 3. Lazo genérico de control de planta con retardo.



Todo sería distinto si se pudiera separar el retardo del resto de la dinámica, en ese caso se podría ajustar el regulador como si la planta no tuviera retardo, elemento que se sumaría a posteriori sin afectar la realimentación. Desafortunadamente el punto elegido para realimentación es inaccesible pero lo que si podemos hacer es “predecir” el valor de la salida previa al retardo. Esto se consigue realimentando la salida del regulador como lo muestra la figura 4. Notemos que el regulador es el obtenido al ajustar el lazo de la planta sin retardo.

Figura 4. Predicción de salida y realimentación.



Una vez modelado el sistema del proceso y realizadas las estrategias de control de pH, se utilizarán las herramientas de simulación del programa MATLAB para validar el modelo y luego se realizará la implementación en el DCS I/A FOXBORO.

Con la estrategia de control hallada se logrará “predecir” lo que pasará con el pH, es decir que el resultado se obtendrá como si la medición de pH estuviera directamente en la unión de la pulpa con los químicos.

4. ANTECEDENTES

Actualmente en la PRODUCTORA DE PAPELES S.A. PROPAL para el control de pH en la etapa de extracción, se utiliza un controlador PID (AIC002) en cascada con un controlador (PID) de flujo de soda (FIC013).

El primer controlador sensa la medición de pH y su salida va como set-point al segundo que es controlador de flujo de soda.

En Chile se estudiaron las estrategias de control predictivo para sistemas no lineales multivariantes, analizando tanto sus aspectos teóricos como prácticos, basado tanto en modelos difusos de Takagi & Sugeno como en modelos neuronales perceptrón multicapa.

La implementación de un Predictor Smith, como estrategia de control, es nueva e innovadora en la industria papelera colombiana, al mismo tiempo la utilización del DCS I/A Foxboro para el control de pH.

5. OBJETIVOS

5.1. OBJETIVO GENERAL

Implementar una estrategia de control en el proceso de blanqueo para mejorar la respuesta del pH con ayuda del método Predictor Smith, aprovechando el potencial del Sistema de Control Distribuido I/A FOXBORO

5.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Estudiar el proceso de blanqueo del área de pulpa de PROPAL – Planta 1.
- Analizar los componentes y equipos involucrados en el proceso de blanqueo.
- Estudiar el estado del arte de controladores para compensación de tiempo muerto.
- Aplicar la teoría del Predictor Smith para la solución de control de pH en el proceso de blanqueo.
- Simular la estrategia de control utilizando herramientas como MATLAB.
- Implementar la estrategia del Predictor Smith al DCS I/A Foxboro.

6. JUSTIFICACIÓN

Para lograr la blancura en la producción de papeles blancos, es necesario adicionar diferentes químicos, los cuales deben ser controlados con exactitud para evitar problemas con la calidad y/o altos costos de producción (CDM).

Por lo anterior, se hace necesario entre otras acciones mejorar la adición de soda en la etapa de extracción en el proceso de blanqueo.

El control actual no brinda las garantías suficientes, ya que, es imposible que con un modo de control PID se puedan manejar variables en proceso que dependen de una reacción química y que tengan a su vez un gran tiempo muerto.

Aunque se encuentre instalado un sistema de última tecnología como lo es el DCS (Sistema de Control Distribuido), encontramos que el control es totalmente inestable, al igual que los resultados del proceso.

Es por esto que vamos a utilizar estrategias de control con ayuda del Predictor Smith e implementar una de ellas para controlar el gran retardo existente en el proceso de blanqueo.

7. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE BLANQUEO (EXTRACCIÓN)

En el repulpador de la lavadora de cloro, la pulpa recibe la dosificación de soda cáustica con una concentración del 9%, proveniente del tanque de PRODESAL, impulsada por las bombas, las cuales tienen sus respectivas válvulas manuales (seguridad) y automáticas, la válvula principal es la que regula el flujo de soda, ya que es el ***elemento final de control de pH (FV002)***. Luego la pulpa es mezclada y transportada hacia el chute de comunicación con el mezclador de cáustica, donde se le aplica vapor de 165 y 65 PSI que llega de las calderas, para ayudar a la reacción química en la sub-fase de extracción, logrando una temperatura de 170 a 180 °F.

A la salida del mezclador, la pulpa es recibida por el stand pipe de la bomba kamyr de oxígeno, donde recibe una inyección de peróxido al 4.0% que proviene del tanque de preparación localizado en la fase de químicos (PRODESAL) y pasando luego por el sistema del Hi - Shear, donde recibe una inyección de oxígeno que viene del tanque de almacenamiento de AGAFANO. Pasando hacia el ***medidor de pH (XT013)*** y luego hacia la torre de reacción de oxígeno y peróxido.

A la entrada de la torre de oxígeno hay una válvula de pistón (solenoide) para cuando el sistema pare, la pulpa no se regrese, la pulpa sale de la torre por su parte superior para depositarla en la torre de cáustica, donde se lleva a cabo el tiempo de retención que va de 2 horas con 10 minutos a 2 horas con 30 minutos. Luego, sale la pulpa a través de una bomba para dirigirla hacia el VAT de la lavadora de cáustica. Donde recibirá un lavado con filtrados hipoclorados, agua fresca y agua caliente proveniente de la fase de calderas, esto con el fin de retirar los químicos residuales para dejarla en condiciones aptas para la etapa siguiente.

Con la ayuda del agitador y el cono de la parte inferior de la torre de cáustica, la pulpa va recirculando y le da dirección hacia la bomba, que la succiona y la bombea. La pulpa entre la bomba y el VAT de la lavadora de cáustica recibe más dilución con el fin de bajar su consistencia, a valor de $\pm 1.5\%$. Del tanque de los filtrados de cáustica sale también una línea que va como ducha de lavado a la lavadora de cloro, y otra como dilución al anillo del stand pipe de la bomba kamyr de oxígeno.

La pulpa llega al VAT de la lavadora de cáustica. La pulpa se adhiere al cilindro el cual gira por medio del motor, donde es lavada con agua caliente, filtrados hipoclorados y agua industrial en la lavadora de cáustica. Por medio del vacío o succión del cilindro, el filtrado es retirado de la malla yendo al tanque de sello a través de la pierna barométrica. La pulpa es despegada con el aire industrial de la planta y del ventilador, depositándola sobre el Repulpador. Los gases y vapores provenientes de la pulpa con soda y oxígeno son retirados por el extractor de gases a la atmósfera.

Desde la adición de los químicos en PRODESAL, hasta la medición de pH (XT013) que se realiza antes de entrar a la torre de oxígeno en la etapa de extracción, el principal factor que afecta la blancura en el papel, es el tiempo muerto, ya que tienen que reaccionar los químicos en la pulpa.

8. pH

8.1. INTRODUCCIÓN DE pH

El pH es una unidad de la medida que describe el grado de acidez o de alcalinidad de una solución. Se mide en una escala de 0 a 14. El término pH se deriva de “p”, símbolo matemático del logaritmo negativo, y de “H”, símbolo químico del hidrógeno. La definición formal del pH se ve en la ecuación 1 y es el logaritmo negativo de la actividad de ion de hidrógeno.

$$\text{pH} = -\log[\text{H}^+] \quad (1)$$

El pH proporciona la información cuantitativa necesaria expresando el grado de la actividad de un ácido o una base en términos de actividad de ion de hidrógeno.

El valor de pH de una sustancia se relaciona directamente con el cociente del ion de hidrógeno $[\text{H}^+]$ y las concentraciones del ion de hidróxido $[\text{OH}^-]$. Si la concentración de H^+ es mayor que OH^- , el material es ácido; es decir, cuando el valor de pH es menor a 7. Si la concentración del OH^- es mayor que H^+ , el material es básico, con un valor de pH mayor que 7. Si las cantidades de H^+ y de iones del OH^- son iguales, el material es neutro, con un pH de 7.

Los ácidos y las bases tienen iones libres de hidrógeno y de hidróxido, respectivamente. Puesto que la relación entre los iones de hidrógeno y del hidróxido en una solución dada, es constante para un sistema dado en cualquier condición. Así, el pH es una medida de acidez y de alcalinidad, aun cuando por definición, es una medida selectiva de la actividad de ion de hidrógeno.

Puesto que el pH es una función logarítmica, un cambio de una unidad del pH representa un cambio décuplo en la concentración del ion de hidrógeno. La tabla 1

muestra la concentración del ion de hidrógeno y del ion del hidróxido en diversos valores de pH.

Tabla 1. Concentración de iones de hidrógeno.

CONCENTRACIÓN DE IONES DE HIDRÓGENO EN MOLES/LITRO A 25°C		
pH	H ⁺	OH ⁻
0	(10 ⁰) 1	0.0000000000000001 (10 ⁻¹⁴)
1	(10 ⁻¹) 0.1	0.000000000000001 (10 ⁻¹³)
2	(10 ⁻²) 0.01	0.00000000000001 (10 ⁻¹²)
3	(10 ⁻³) 0.001	0.000000000001 (10 ⁻¹¹)
4	(10 ⁻⁴) 0.0001	0.0000000001 (10 ⁻¹⁰)
5	(10 ⁻⁵) 0.00001	0.000000001 (10 ⁻⁹)
6	(10 ⁻⁶) 0.000001	0.00000001 (10 ⁻⁸)
7	(10 ⁻⁷) 0.0000001	0.0000001 (10 ⁻⁷)
8	(10 ⁻⁸) 0.00000001	0.000001 (10 ⁻⁶)
9	(10 ⁻⁹) 0.000000001	0.00001 (10 ⁻⁵)
10	(10 ⁻¹⁰) 0.0000000001	0.0001 (10 ⁻⁴)
11	(10 ⁻¹¹) 0.00000000001	0.001 (10 ⁻³)
12	(10 ⁻¹²) 0.000000000001	0.01 (10 ⁻²)
13	(10 ⁻¹³) 0.0000000000001	0.1 (10 ⁻¹)
14	(10 ⁻¹⁴) 0.00000000000001	1 (10 ⁰)

8.2. MEDICIÓN DEL pH

Una medición de pH, se puede obtener usando los papeles o los indicadores de pH, que cambian color mientras que el nivel del pH varía. Estos indicadores tienen limitaciones en su exactitud, y pueden ser difíciles de interpretar correctamente en muestras coloreadas.

Medidas más exactas del pH se obtienen con un medidor. El sistema consiste de tres partes: un electrodo para medir el pH, un electrodo de referencia, y una entrada de alta impedancia. Se puede pensar en el electrodo del pH como una batería, con un voltaje que varía de acuerdo con el pH de la solución medida. El

electrodo para medir el pH, es un bulbo de cristal sensible a los iones del hidrógeno, con un milivoltio de salida que varía con los cambios en la concentración relativa del ion de hidrógeno dentro y fuera del bulbo. La salida del electrodo de referencia no varía con la actividad del ion de hidrógeno. El electrodo del pH tiene una resistencia interna muy alta, realizando el cambio de voltaje con el pH difícil de medir. La impedancia de la entrada de las resistencias y la salida de pH son factores importantes. El medidor de pH es básicamente un amplificador de alta impedancia que mide exactamente el voltaje minucioso del electrodo y exhibe los resultados directamente en unidades del pH en un indicador análogo o digital. En ocasiones, los voltajes también se pueden leer en casos especiales, para el uso con ion-selector o los electrodos del potencial del Oxido-Reducción (ORP).

8.3. COMPENSACIÓN DE TEMPERATURA

La compensación de temperatura se realiza dentro del instrumento, porque los electrodos y las medidas del pH son termosensibles. La compensación de temperatura puede ser manual o automática. Con la compensación manual, se requiere de una medida separada de la temperatura, y el medidor de pH se puede fijar con el valor aproximado de la temperatura. Con la compensación automática de la temperatura (ATC), la señal de la punta de prueba separada de la temperatura se alimenta en el medidor de pH, de modo que pueda determinar exactamente el valor de pH de la muestra en esa temperatura.

8.4. EFECTOS DE LA TEMPERATURA

Según lo indicado previamente, el electrodo del pH es dependiente de la temperatura, y se puede compensar para el circuito del medidor de pH. El circuito

del medidor de pH utiliza la ecuación de Nernst (2), que es una descripción matemática general del comportamiento del electrodo.

$$E = E_x + \frac{2.3RT_k}{nF} \log (a_i) \quad (2)$$

donde:

E_x = constante del electrodo de la referencia

R = constante

T_k = temperatura absoluta (Kelvin)

n = carga del ion (muestra incluyendo)

F = constante

a_i = actividad del ion

Para la medida del pH en la ecuación 3, estamos interesados en el ion de hidrógeno para H^+ :

$$\frac{2.3 RT_k}{nf} = 59.16 \text{ mV} \quad (3)$$

donde: $n=1$ y $T=25^\circ\text{C}$. Este término se conoce comúnmente como el coeficiente de Nernst. Puesto que el pH se define como el logaritmo negativo de la actividad de ion de hidrógeno, la ecuación general (4) en cualquier temperatura se puede expresar como:

$$E = E_x - 1.98 T_k \text{ pH} \quad (4)$$

Los cambios en temperatura de una solución variarán la salida del milivoltio del electrodo del cristal pH de acuerdo con la ecuación de Nernst. Su variación en la sensibilidad del electrodo contra temperatura es una función lineal, y la mayoría de los medidores de pH tienen trazado de circuito diseñado para compensar este efecto.

9. CONTROL DE pH EN EL PROCESO DE BLANQUEO

Es necesario realizar un control en el proceso de blanqueo (etapa de extracción), porque a la pulpa se le tienen que agregar determinados químicos para proporcionar blancura al producto final, y el flujo de éstos tienen medidas precisas de acuerdo con la pulpa que hayan adicionado.

La soda cáustica, en el proceso de extracción, tiene que reaccionar con la pulpa, es por esto que desde la adición del químico, hasta la medición de pH de la pulpa hay un tiempo muerto (retención).

Al recibir los datos de la medición de pH, si se encuentra por encima o por debajo del rango estipulado, la válvula del flujo de soda, se cierra o se abre respectivamente, pero debido al tiempo muerto, ya hay pulpa en la línea con un pH fuera de rango, esto indica que la pulpa tiene que regresar y habrán pérdidas económicas de los químicos.

Antes de entrar a la torre de oxígeno se encuentra el medidor de pH (Ver figura 5) marca HACH (En el *ANEXO D.*, están las descripciones del medidor), con una conexión hacia el Sistema de Control Distribuido, donde se controla manual o automáticamente.

El Sistema de Control Distribuido es supervisado por operadores e ingenieros desde un cuarto de control (Ver figura 6), ubicado en el área de blanqueo.

Figura 5. Medidor de pH marca HACH.



Figura 6. Cuarto de control en BLANQUEO.



10. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO EN EL PROCESO DE BLANQUEO

Para que la planta sea más eficiente, la productora de papeles PROPAL S.A., cuenta con un Sistema de Control Distribuido (DCS) I/A modelo AW51D de la marca FOXBORO, el cual toma la medición de los procesos de forma análoga, para luego procesar la información en un CP (Control Processor), esta información es entregada al operador mediante una interfaz gráfica (HMI), que permite la interacción operador – proceso.

La arquitectura física de este sistema garantiza una alta disponibilidad de los equipos de control, ya que es del tipo distribuido (disco duro, servidor, HMI, tarjetas I/O, de forma modular).

El área de blanqueo cuenta con un cuarto de control, en el se encuentran operadores interactuando constantemente con el proceso y realizando cambios cuando se requiera. Ej.: cambios en los set-point de los diferentes procesos.

Para el control de pH, el sistema utiliza bloques de entrada análoga, bloques de control y bloques de salida análoga, que se configuran en la base de datos del sistema I/A Foxboro.

11. FACTORES QUE AFECTAN EL CONTROL DE pH

11.1. TIEMPO MUERTO

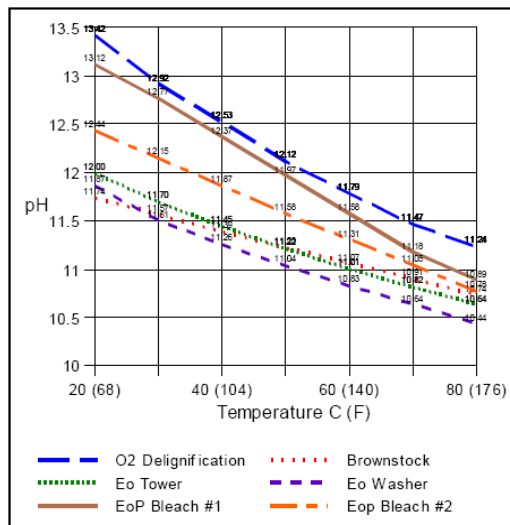
La razón principal por la cual se ve afectado el control de pH, es el tiempo muerto que hay desde la adición de soda hasta el medidor de pH, ya que existe una distancia física entre estas dos acciones, que ocasiona que la acción del controlador sobre el proceso sea inadecuada.

11.2. TEMPERATURA

Cuando la temperatura crece en un proceso, la medición de pH decrece significativamente, lo esto significa es que hay un cambio químico en la solución.

En la figura 7 se observa la variación de pH con temperatura de muestras tomadas de varios molinos de pulpa en Norte América.

Figura 7. Variación de pH, con la temperatura.



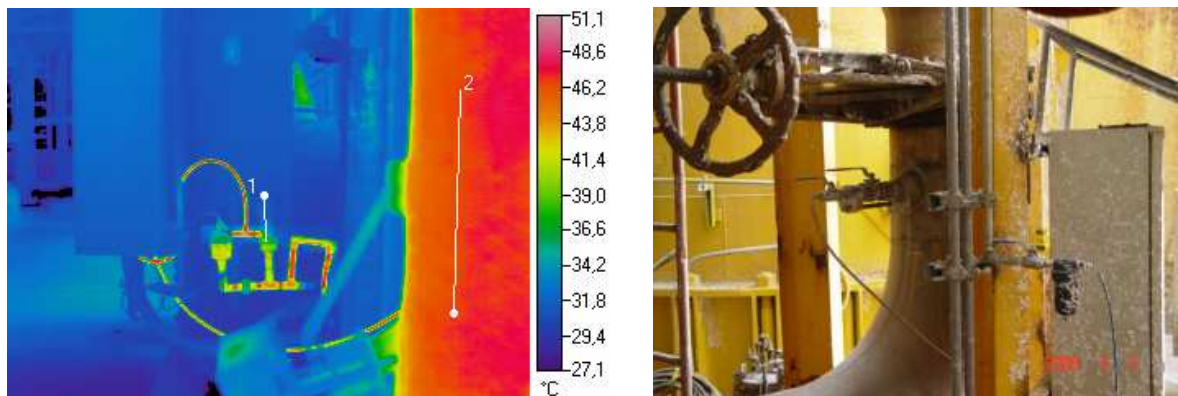
Si la temperatura del proceso cambia, el set-point de pH debe cambiar. Muchos molinos han incrementado la temperatura en el proceso de soda caustica, pero el set-point de pH es el mismo. El resultado ha sido un aumento de caustica ya que ha sido incapaz neutralizarlo en las lavadoras.

La temperatura en la planta puede variar día a día, hora a hora. Para obtener un óptimo control de pH en extracción, los set-point de pH deben adaptarse a cambios en la temperatura.

En PROPAL S.A., se realizaron termografías (Ver figura 8) donde se incluye la instalación en el proceso del sensor de pH, para apreciar las diferencias de temperatura, entre la muestra medida y el proceso.

Se detectó que existen problemas en la medición de pH que esta siendo controlada, debido a esta diferencial de temperatura.

Figura 8. Termografía.



La temperatura máxima que alcanzó la línea 1 es 36.0 °C, mientras que la línea 2, 48.0 °C. La temperatura mínima de la línea 1 es 33.8 °C y la línea 2, 47.8 °C.

11.3. RATA DE FLUJO DE PULPA

La medición de pH tiene mucha relación con el flujo de pulpa, ya que al aumentar el flujo la medición varia, haciendo que se proporcione más soda al sistema.

El flujo de pulpa no siempre es el mismo, ya que la producción en la planta varía de acuerdo a los pedidos y los diferentes cuellos de botella que se puedan dar en la planta.

11.4. PARADAS SÚBITAS DE EQUIPOS

Pueden existir paradas en motores, válvulas, sensores, que hagan parte de un mismo proceso, esto hace que ningún controlador funcione de manera adecuada, ya que se pueden producir muchos cambios en la medición.

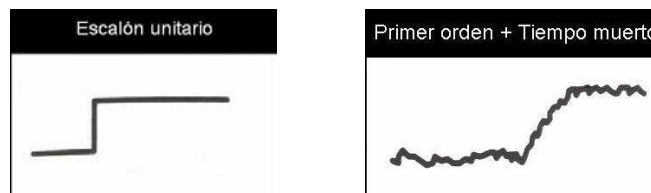
12. PRUEBAS DE LAZO ABIERTO EN EL PROCESO DE BLANQUEO

Se realizó un **bump test** (pruebas en lazo abierto para conocer el comportamiento de la planta) para hallar la función de transferencia del proceso.

En la figura 9, se observa el comportamiento de una planta de primer orden con tiempo muerto, frente a un escalón unitario, esto se compara con las graficas halladas del bump test y observamos que el sistema no oscila antes de estabilizarse, por lo tanto este sistema esta dado por la ecuación 5:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} * e^{-\theta s} \quad (5)$$

Figura 9. Sistema de primer orden con tiempo muerto.



12.1. SISTEMA EN LAZO ABIERTO

Antes de iniciar con las pruebas es necesario tener en cuenta cual es la variable manipulada, cual es la variable controlada y cual es la variable medida. En este caso la variable manipulada será el flujo de soda, ya que se esta trabajando en la etapa de extracción, la variable controlada será la medición de pH y la variable medida es la medición de pH.

El flujo de soda tiene un rango de trabajo de 0% a 100%. Para hacer una entrada escalón unitario en las pruebas, se aumentará o se disminuirá 5% y 10% en el flujo de soda.

Para hallar la ganancia de la prueba, necesitamos la relación de magnitudes entre la señal de salida resultante (SR) y la señal de entrada (SE). Para hallar el valor de cada una de las señales, se hace un promedio entre los puntos de la gráfica que coincidan.

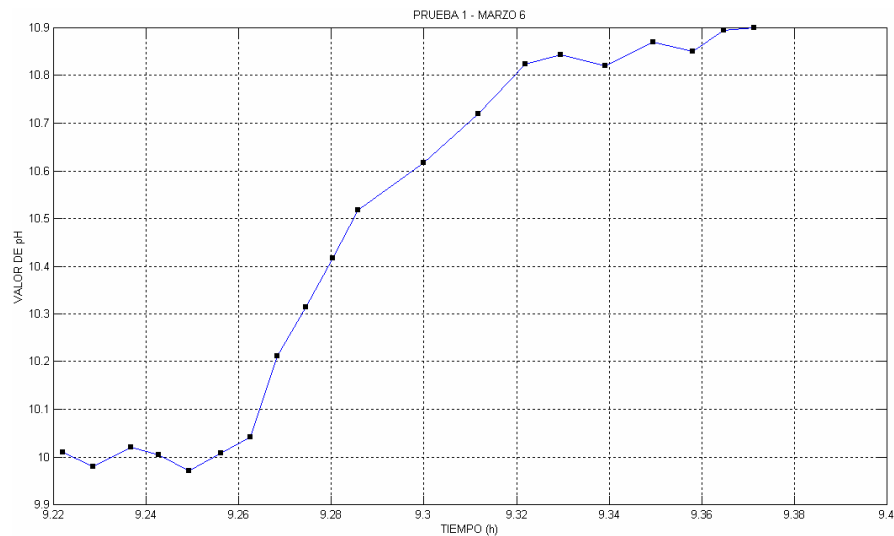
Para obtener la constante de tiempo (τ) y el tiempo muerto (θ), es necesario utilizar el modelo de los 2 puntos, que es encontrar los tiempos cuando el valor de pH se encuentre en el 28,3% (t_1) y el 63,2% (t_2). Ver ecuaciones 6 y 7.

$$\tau = 3/2 (t_2 - t_1) \quad (6)$$

$$\theta = t_2 - \tau \quad (7)$$

12.1.1. Prueba 1 – Marzo 6 de 2006. En la figura 10, se observa el comportamiento del pH, al aumentar el flujo de soda en 10%. Esta prueba se realizó a partir de las 09:13:19 h, con un valor de pH de 10.009.

Figura 10. Prueba 1.



$$SE = (10.009 + 9.98 + 10.02 + 10.005 + 9.97 + 10.008 + 10.041)/7 \rightarrow 10.0047$$

$$SR = (10.824 + 10.843 + 10.82 + 10.87 + 10.85 + 10.895 + 10.9)/7 \rightarrow 10.8574$$

$$K = 10.8574 - 10.0047 \rightarrow 0.8527$$

$$28,3\% \rightarrow SE + 0.2413 \rightarrow 10.2460 = \text{pH} \rightarrow t_1 = 9.2704 \text{ h}$$

$$9.2704 - 9.22194444 \rightarrow t_1 = 0.0484 \text{ h} \rightarrow t_1 = 2.9073 \text{ min.}$$

$$63,2\% \rightarrow SE + 0.5389 \rightarrow 10.5436 = \text{pH} \rightarrow t_2 = 9.2896 \text{ h}$$

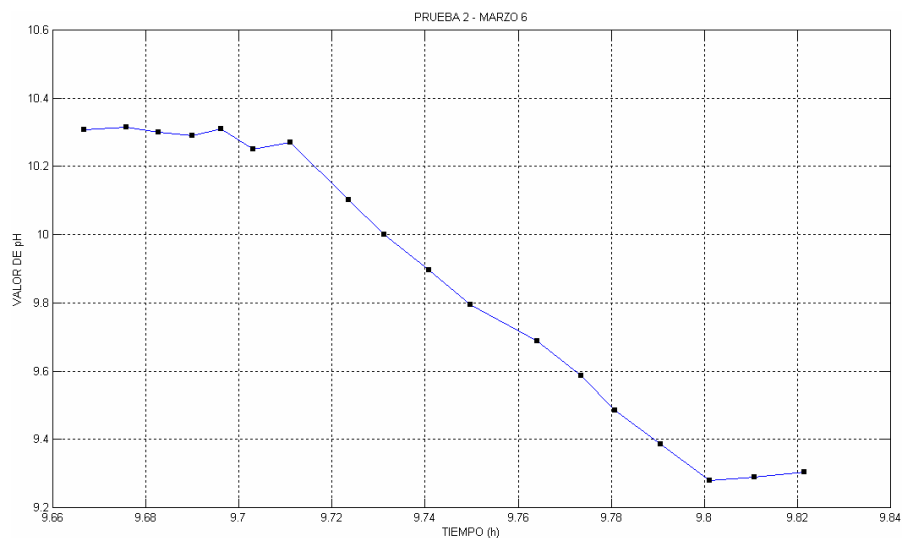
$$9.2896 - 9.22194444 \rightarrow t_2 = 0.0676 \text{ h} \rightarrow t_2 = 4.0593 \text{ min.}$$

$$\tau = 3/2 (t_2 - t_1) \rightarrow \tau = 3/2 (4.0593 - 2.9073) \rightarrow \boxed{\tau = 1.728 \text{ min.}}$$

$$\theta = t_2 - \tau \rightarrow \theta = 4.7313336 - 2.268 \rightarrow \boxed{\theta = 2.3313 \text{ min.}}$$

12.1.2. Prueba 2 – Marzo 6 de 2006. En la figura 11, se observa el comportamiento del pH, al disminuir el flujo de soda en 10%. Esta prueba se realizó a partir de las 09:40:00 h, con un valor de pH de 10.308.

Figura 11. Prueba 2.



$$SE = (10.308 + 10.314 + 10.3 + 10.29 + 10.311 + 10.25 + 10.27)/7 \rightarrow 10.2918$$

$$SR = (9.279 + 9.29 + 9.304)/3 \rightarrow 9.291$$

$$K = 10.2918 - 9.291 \rightarrow 1.0008$$

$$28,3\% \rightarrow SE - 0.2832 \rightarrow 10.0086 = \text{pH} \rightarrow t_1 = 9.7306 \text{ h}$$

$$9.7306 - 9.666666667 \rightarrow t_1 = 0.0639 \text{ h} \rightarrow t_1 = 3.836 \text{ min.}$$

$$63,2\% \rightarrow SE - 0.6325 \rightarrow 9.6593 = \text{pH} \rightarrow t_2 = 9.7669 \text{ h}$$

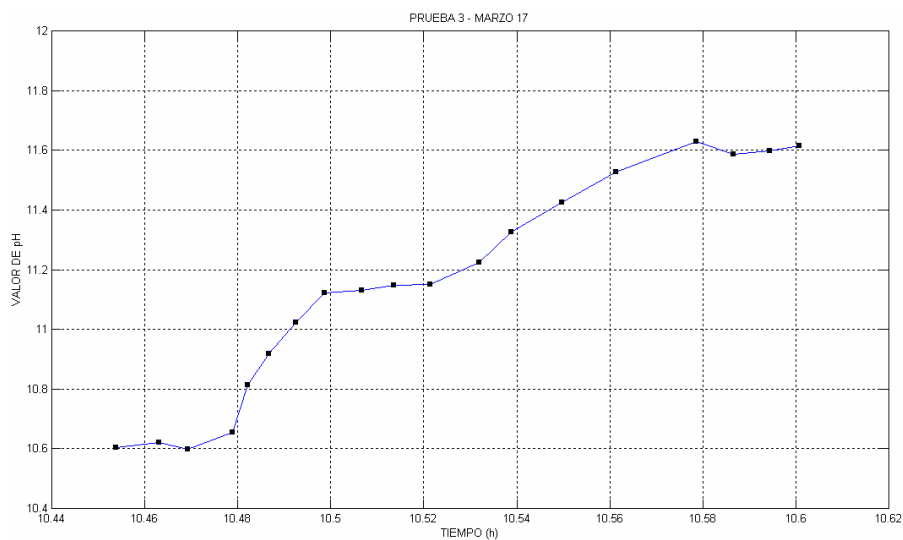
$$9.7669 - 9.666666667 \rightarrow t_2 = 0.1002 \text{ h} \rightarrow t_2 = 6.014 \text{ min.}$$

$$\tau = 3/2 (t_2 - t_1) \rightarrow \tau = 3/2 (6.014 - 3.836) \rightarrow \boxed{\tau = 3.267 \text{ min.}}$$

$$\theta = t_2 - \tau \rightarrow \theta = 6.014 - 3.267 \rightarrow \boxed{\theta = 2.747 \text{ min.}}$$

12.1.3. Prueba 3 – Marzo 17 de 2006. En la figura 12, se observa el comportamiento del pH, al aumentar el flujo de soda en 5%. Esta prueba se realizó a partir de las 10:27:14 h, con un valor de pH de 10.605.

Figura 12. Prueba 3.



$$SE = (10.605 + 10.62 + 10.599 + 10.655)/4 \rightarrow 10.6197$$

$$SR = (11.629 + 11.586 + 11.598 + 11.616)/4 \rightarrow 11.6072$$

$$K = 11.6072 - 10.6197 \rightarrow 0.9875$$

$$28.3\% \rightarrow SE + 0.2794 \rightarrow 10.8992 = \text{pH} \rightarrow t_1 = 10.4858 \text{ h}$$

$$10.4858 - 10.45388889 \rightarrow t_1 = 0.0319 \text{ h} \rightarrow t_1 = 1.9146 \text{ min.}$$

$$63.2\% \rightarrow SE + 0.6241 \rightarrow 11.2438 = \text{pH} \rightarrow t_2 = 10.5333 \text{ h}$$

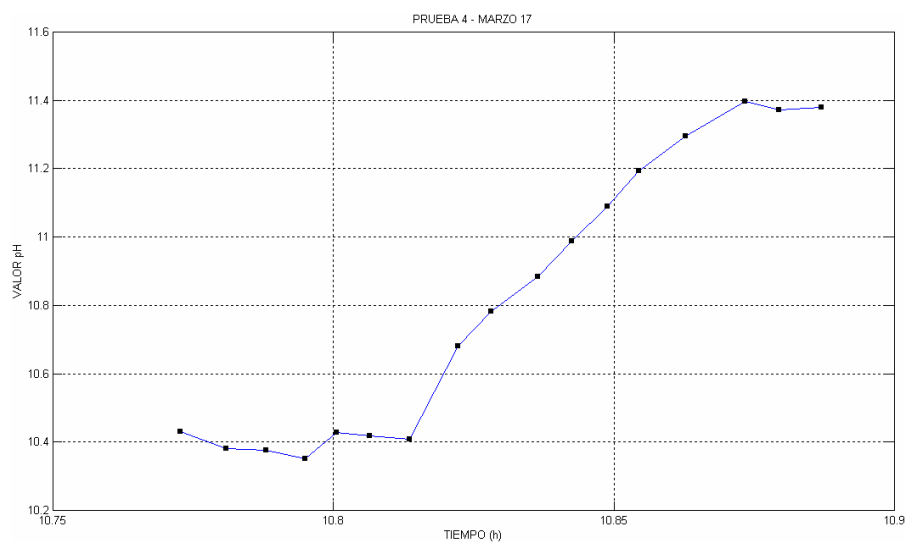
$$10.5333 - 10.45388889 \rightarrow t_2 = 0.0794 \text{ h} \rightarrow t_2 = 4.7646 \text{ min.}$$

$$\tau = 3/2 (t_2 - t_1) \rightarrow \tau = 3/2 (4.7646 - 1.9146) \rightarrow \boxed{\tau = 4.275 \text{ min.}}$$

$$\theta = t_2 - \tau \rightarrow \theta = 4.7646 - 4.275 \rightarrow \boxed{\theta = 0.4896 \text{ min.}}$$

12.1.4. Prueba 4 – Marzo 17 de 2006. En la figura 13, se observa el comportamiento del pH, al disminuir el flujo de soda en 10%. Esta prueba se realizó a partir de las 10:46:22 h, con un valor de pH de 10.431.

Figura 13. Prueba 4.



$$SE = (10.431 + 10.382 + 10.376 + 10.351 + 10.427 + 10.419 + 10.408)/7 \rightarrow 10.3991$$

$$SR = (11.396 + 11.373 + 11.38)/3 \rightarrow 11.383$$

$$K = 11.383 - 10.3991 \rightarrow 0.9838$$

$$28.3\% \rightarrow SE + 0.2784 \rightarrow 10.6775 = pH \rightarrow t_1 = 10.8221 \text{ h}$$

$$10.8221 - 10.7727778 \rightarrow t_1 = 0.0493 \text{ h} \rightarrow t_1 = 2.9593 \text{ min.}$$

$$63.2\% \rightarrow SE + 0.6217 \rightarrow 11.0209 = pH \rightarrow t_2 = 10.8445 \text{ h}$$

$$10.8445 - 10.7727778 \rightarrow t_2 = 0.0717 \text{ h} \rightarrow t_2 = 4.3033 \text{ min.}$$

$$\tau = 3/2 (t_2 - t_1) \rightarrow \tau = 3/2 (4.3033 - 2.9693) \rightarrow \boxed{\tau = 2.016 \text{ min.}}$$

$$\theta = t_2 - \tau \rightarrow \theta = 4.3033 - 2.016 \rightarrow \boxed{\theta = 2.2873 \text{ min.}}$$

12.1.5. Valores promedio. De acuerdo con las pruebas tomadas, se sacará un promedio con los valores más aproximados, para hallar la función de transferencia del proceso, teniendo en cuenta la ecuación del sistema de primer orden.

Se tomarán en cuenta las pruebas 1, 2 y 4 para hallar la constante de tiempo (τ), el tiempo muerto (θ) y la ganancia del sistema (K).

$$\tau = (1.728 + 3.267 + 2.016)/3 \rightarrow 2.337$$

$$\theta = (2.3313 + 2.747 + 2.2873)/3 \rightarrow 2.4552$$

$$K = (0.8527 + 1.0008 + 0.9838)/3 \rightarrow 0.945767$$

$$G(S) = \frac{0.945767 e^{-2.4552 S}}{2.337S + 1} \quad (8)$$

Esta función será utilizada más adelante cuando se escoja una estrategia para el diseño del controlador de pH.

13. DESARROLLO DE PRODUCTOS

Para la implementación de la estrategia de control de pH en el proceso de blanqueo, se realizaron unas pruebas en el cuarto de control que tiene la productora de papeles PROPAL S.A., dichas pruebas se realizan manualmente cambiando el flujo de soda que reacciona con la pulpa para analizar el comportamiento de pH, esto con el fin de obtener el modelo de la planta y una buena estrategia de control.

CONTROL DE PH

El tiempo muerto que existe en el proceso de extracción, es necesario, ya que debe existir un tiempo en que los químicos reaccionan en la pulpa, para obtener el producto deseado.

Actualmente hay un controlador PID pero no es suficiente para el control de tiempo muerto, es por eso que al implementar la estrategia con ayuda del Predictor Smith, se logrará obtener una respuesta más eficiente, ya que se va a “predecir” la medición de pH desde el momento en que se adiciona la soda.

13.1. PLANTEAMIENTO DE LA MISIÓN

13.1.1. Descripción del producto. Mejora del control de pH en el proceso de blanqueo, mediante la implantación práctica de un predictor Smith en un Sistema de Control Distribuido I/A Foxboro.

13.1.2. Principales objetivos de marketing. Implementar estrategias de control en plantas donde se requiera compensación de tiempo muerto.

13.1.3. Mercado primario. PROPAL S.A.

13.1.4. Mercado secundario. Empresas productoras de papeles.

13.1.5. Premisas y restricciones. Estrategia fácil de implementar.

13.1.6. Partes implicadas. Ingenieros y operarios.

13.2. NECESIDADES DE LA EMPRESA

Las necesidades de la empresa son aquellas que encuentran tanto operadores como ingenieros en el proceso de blanqueo para el control de pH, en la tabla 2, se citan las necesidades con su respectiva importancia.

Tabla 2. Necesidades de acuerdo a su importancia.

#	NECESIDADES	IMPORTANCIA
1	Estrategia adecuada para el control de pH	5
2	Estrategia confiable	5
3	Indicación del pH en el HMI	5
4	Los químicos utilizados en el proceso deben ser regulados de acuerdo a la medición del pH	5
5	La temperatura del vapor constante para la reacción con los químicos.	5
6	Blancura adecuada en el producto final	5

13.3. MEDIDAS Y SUS UNIDADES

De acuerdo a las necesidades de la empresa, se escogen las variables más importantes para el desarrollo e implementación de la estrategia de control. En la tabla 3 se encuentran las variables con la unidad de medida, haciendo referencia a la necesidad a la cual pertenece.

Tabla 3. Unidades de medida para las necesidades de la empresa.

# Métrico	# Necesidades	Métricas	Imp.	Unidades
1	1, 3, 4, 6	pH	5	%
2	4, 5	Flujo de pulpa	5	Ton/hr
3	4, 5	Flujo de soda cáustica	5	m ³ /hr
4	4, 5	Flujo de peroxido	5	m ³ /hr
5	4, 5	Flujo de oxígeno	5	m ³ /hr
6	5	Vapor (Temperatura pulpa en el mezclador de cáustica)	5	°C
7	6	Blancura de la torta. Lavadora de cáustica	5	%
8	1	Válvula (Elemento final de control)	5	%

13.4. ESPECIFICACIONES PRELIMINARES

Las especificaciones preliminares dan a conocer el rango de valor que tienen que alcanzar cada una de las variables. En la tabla 4 se encuentra el valor preliminar con las unidades métricas de las variables.

Tabla 4. Especificaciones preliminares.

# Métrico	Métricas	Imp.	Unidades	Valor preliminar
1	pH	5	%	10.1 – 10.5
2	Flujo de pulpa	5	Ton/hr	0 – 25
3	Flujo de soda cáustica	5	Gpm	0 – 16
4	Flujo de peróxido	5	lt/min	0 – 3
5	Flujo de oxígeno	5	Kg/hr	0 – 150
6	Vapor (Temperatura pulpa en el mezclador de cáustica)	5	°C	0 – 140
7	Blancura de la torta. Lavadora de cáustica	5	%	64 – 66
8	Válvula (Elemento final de control)	5	%	0 – 100

13.5. GENERACIÓN DE CONCEPTOS

13.5.1. Descripción del problema. Mejora del control de pH en el proceso de blanqueo, mediante la implantación práctica de un predictor Smith en un Sistema de Control Distribuido I/A Foxboro.

13.5.2. Necesidades. Se dan a conocer las necesidades de la empresa, tanto de operadores como de ingenieros que hacen parte del proceso de blanqueo.

- Estrategia adecuada para el control de pH.
- Estrategia confiable.
- Indicación del pH en el HMI (Interfase Hombre – Maquina).

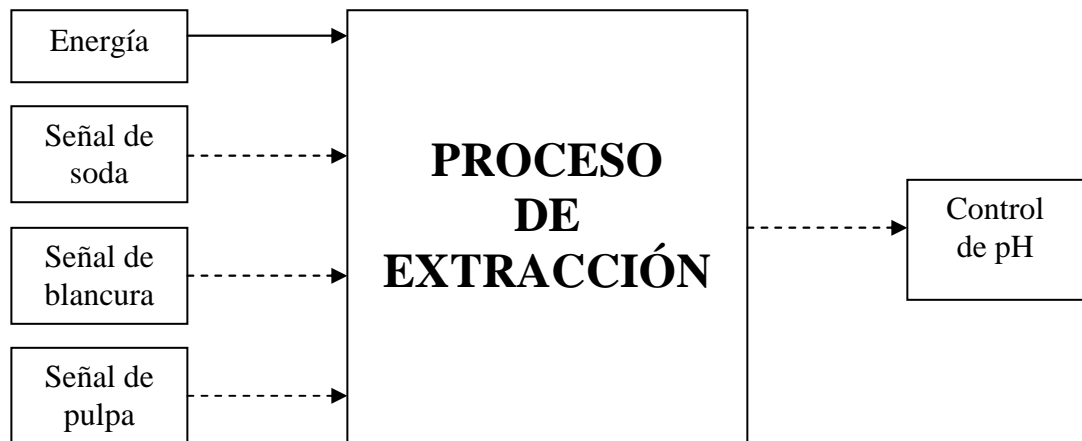
- Los químicos utilizados en el proceso deben ser regulados de acuerdo a la medición del pH.
- La temperatura del vapor constante para la reacción con los químicos.
- Blancura adecuada en el producto final.

13.5.3. Especificaciones. Implementación del control de pH en el Sistema de Control Distribuido I/A Foxboro.

13.6. CAJA NEGRA

Las entradas de la caja negra (Ver figura 14) son: energía, señal de soda cáustica que es enviada de 0% a 100%, señal de blancura, señal de pulpa café, la salida es el control de pH que tiene un rango de 0% a 14% y lo ideal es mantenerla de 10,1% a 10,5%.

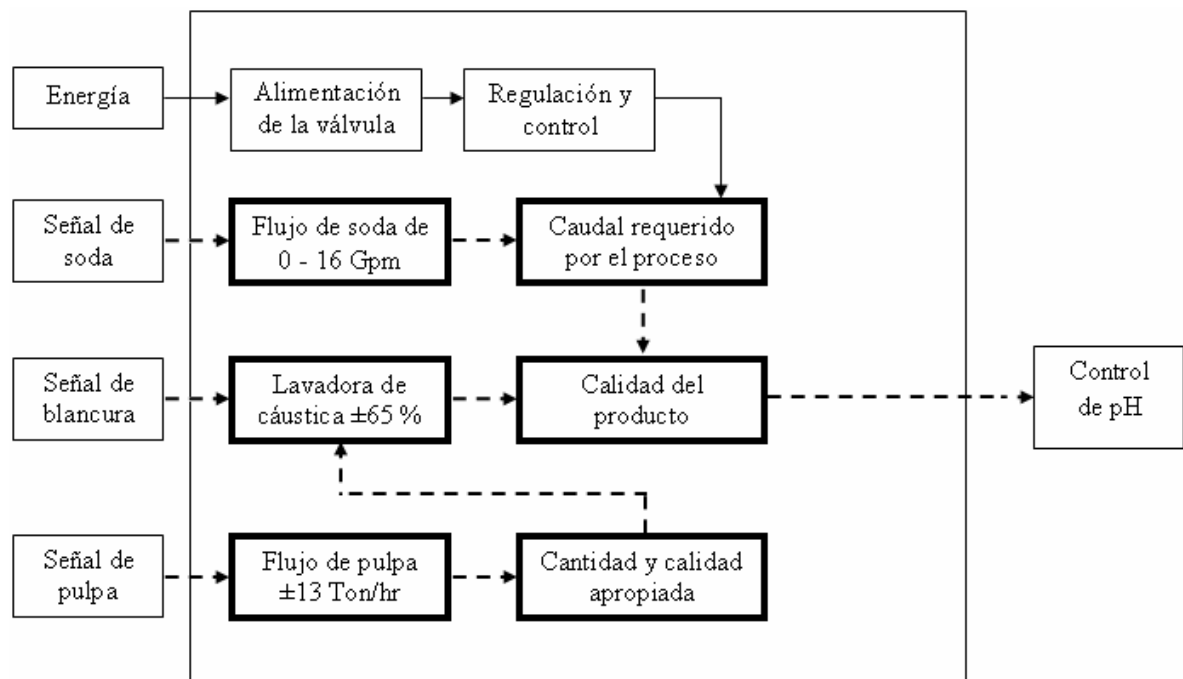
Figura 14. Caja negra.



13.7. DESCOMPOSICIÓN FUNCIONAL

En la figura 15 se da a conocer la descomposición funcional de la caja negra, para conocer el proceso de extracción y trabajar en el control de pH.

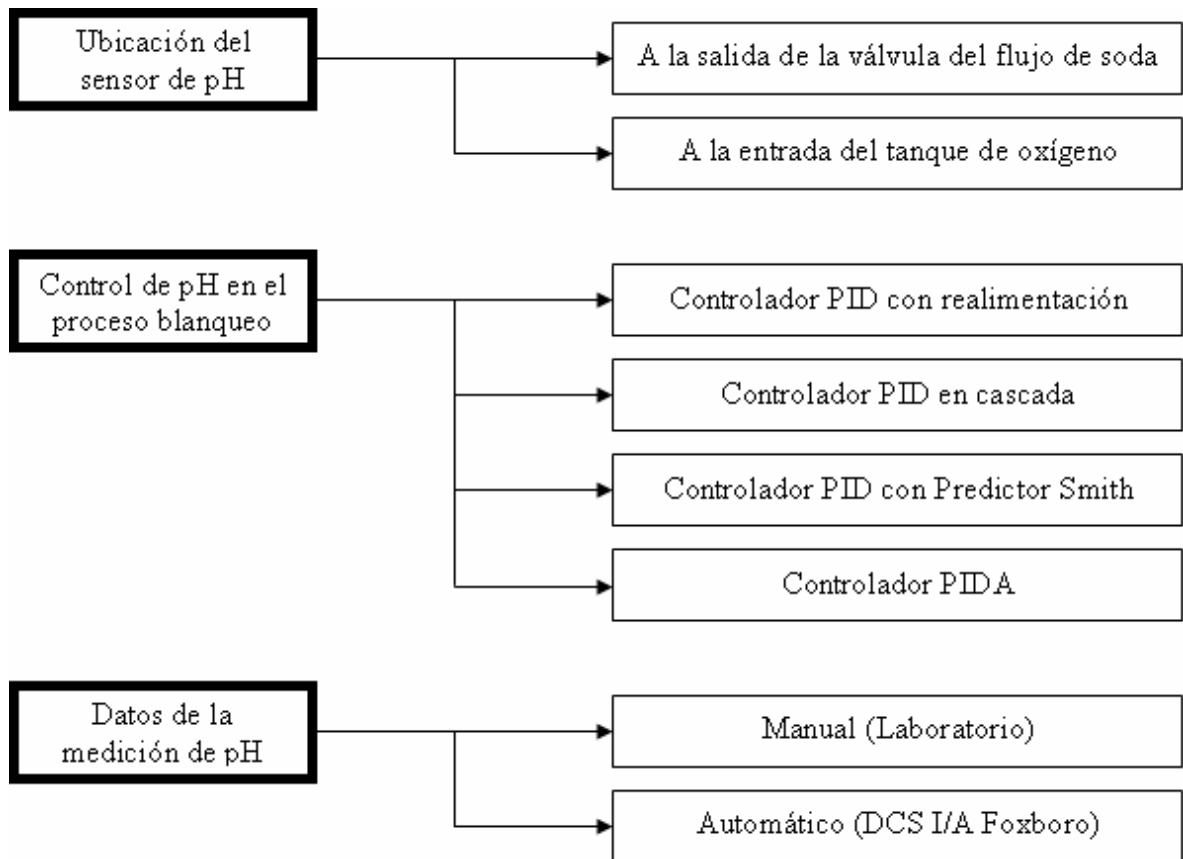
Figura 15. Descomposición de la caja negra.



13.8. ÁRBOL DE CLASIFICACIÓN DE ESTRATEGIAS

De acuerdo a la investigación realizada para el diseño e implementación de una estrategia de control, se da a conocer un árbol de clasificación (Ver figura 16) donde se escogerá la mejor estrategia de acuerdo a las especificaciones que cada una tenga.

Figura 16. Clasificación de estrategias.



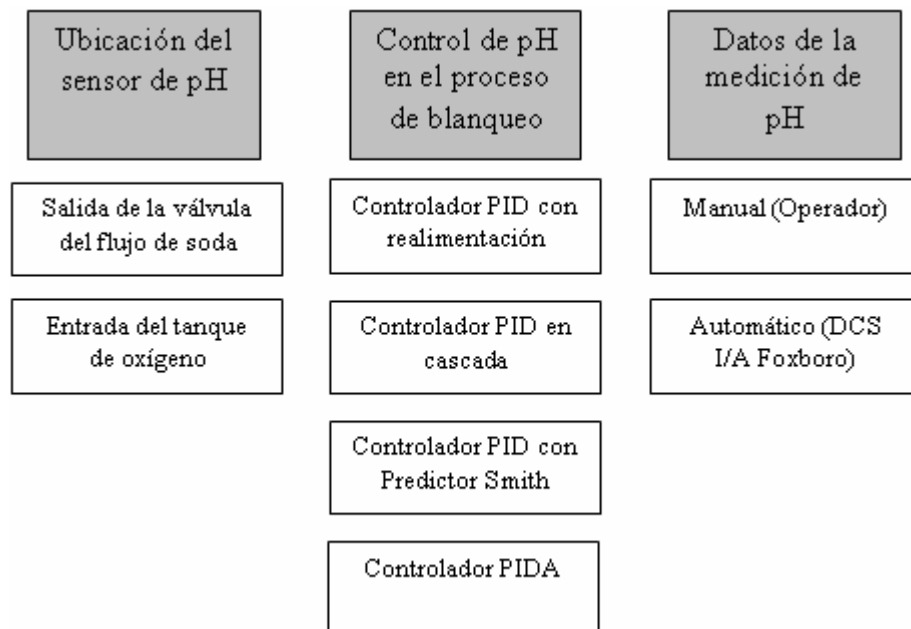
13.9. COMBINACIÓN DE ESTRATEGIAS

Si se observa el árbol de clasificación de estrategias, nos damos cuenta que pueden surgir muchas combinaciones, pero todas no serán utilizadas, se escogerá las que mejor funcionen y a partir de estas aplicaremos un método estructurado.

13.9.1. Estrategias. En la figura 17 se encuentran las estrategias de control que se analizarán de acuerdo a las necesidades de la empresa. Antes de realizar las combinaciones, se pueden descartar algunas estrategias como lo son: colocar el sensor en la salida de la válvula, ya que los químicos tienen que reaccionar en la pulpa y necesita un tiempo de retención, y obtener los datos de control de pH

manualmente, porque hay que ir de la mano con la tecnología y hay que aprovechar la interfases que permite que las personas interactúen con las maquinas desde un cuarto de control.

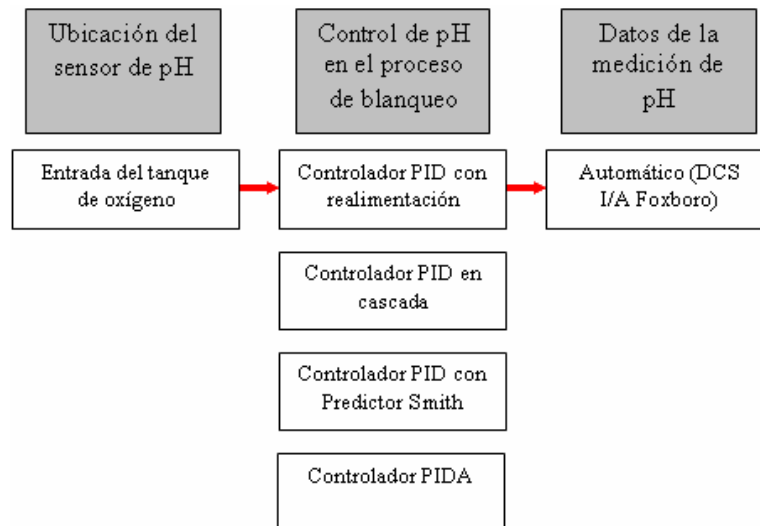
Figura 17. Estrategias.



13.9.2. Combinación de estrategias. Las combinaciones finales fueron 4, las cuales serán analizadas de acuerdo al controlador que cada una de ellas tenga.

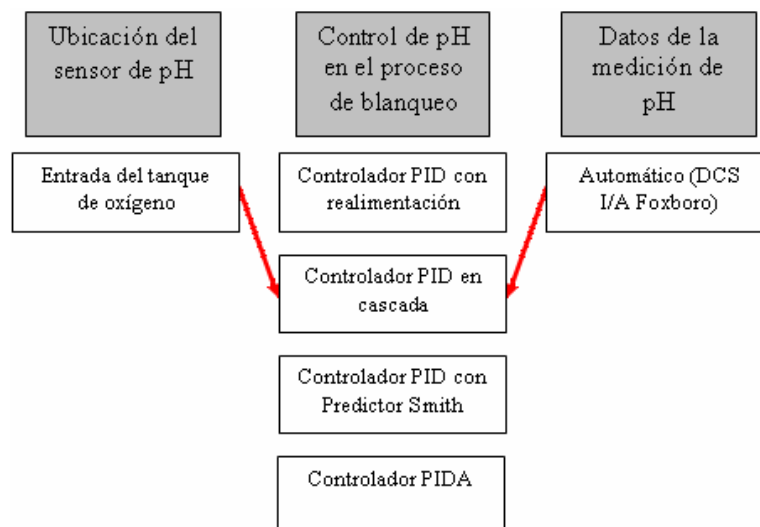
➤ **Concepto A.** En la figura 18, se observa una de las estrategias de control que es, ubicar el sensor en la entrada de la torre de oxígeno, utilizar un controlador PID sencillo y obtener los resultados por medio del Sistema de Control Distribuido I/A Foxboro.

Figura 18. Concepto A.



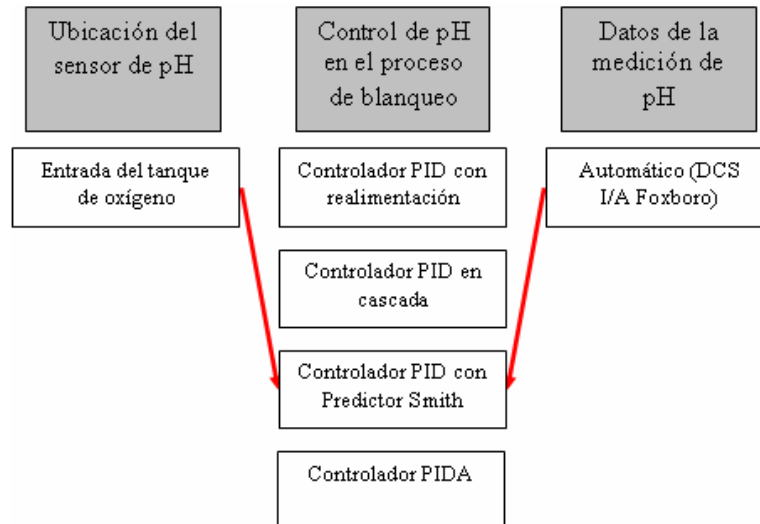
➤ **Concepto B.** En la figura 19, se utilizará un controlador PID en cascada, mandando datos al DCS I/A Foxboro.

Figura 19. Concepto B.



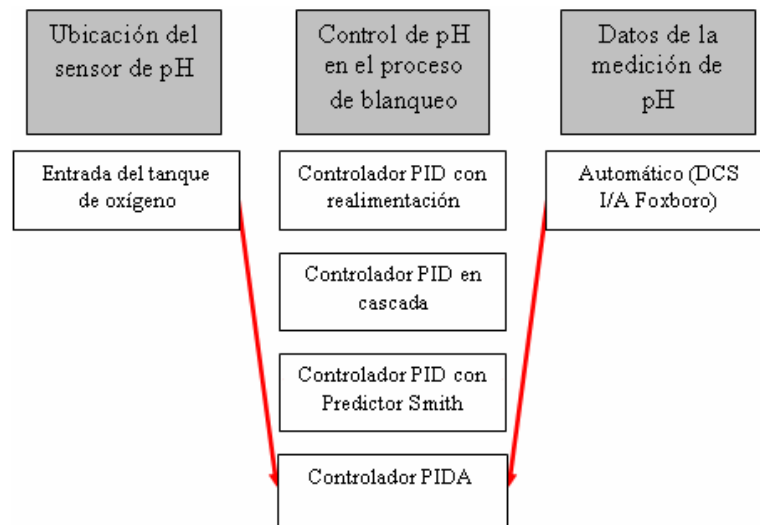
➤ **Concepto C.** En la figura 20, se utilizará un controlador PID, aplicándole el método del Predictor Smith y mandando datos al DCS I/A Foxboro.

Figura 20. Concepto C.



➤ **Concepto D.** En la figura 21, se utilizará como estrategia un controlador PIDA que mandará los resultados al DCS I/A Foxboro.

Figura 21. Concepto D.

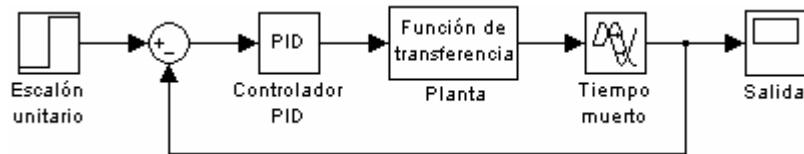


13.10. POSIBLES ESTRATEGIAS

Los conceptos hallados de la combinación de estrategias, se dan a conocer por medio de diagrama de bloques, esto con el fin de entender su funcionamiento.

13.10.1. Concepto A. Un controlador PID con realimentación (Ver figura 22) regula la salida si se encuentran bien sintonizados los parámetros de control, pero no cuenta con una estrategia para compensar tiempo muerto y en este caso disminuiría la ganancia y la salida presentará sobrepicos.

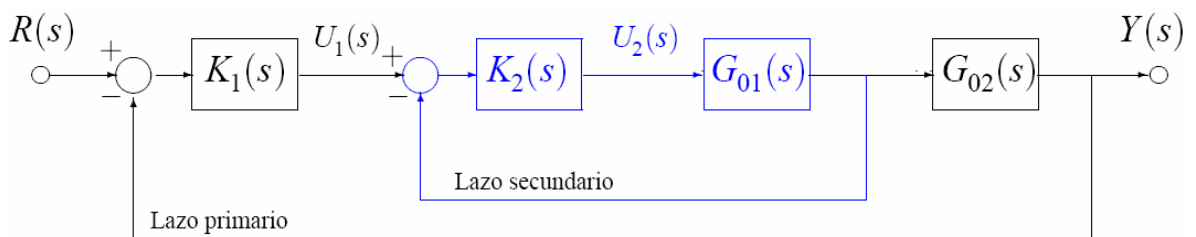
Figura 22. Controlador PID con realimentación.



13.10.2. Concepto B. El controlador PID en cascada (Ver figura 23), es una estructura alternativa al control en avance para rechazar perturbaciones parcialmente medibles. La idea básica es realimentar variables intermedias entre el punto donde entra la perturbación y la salida.

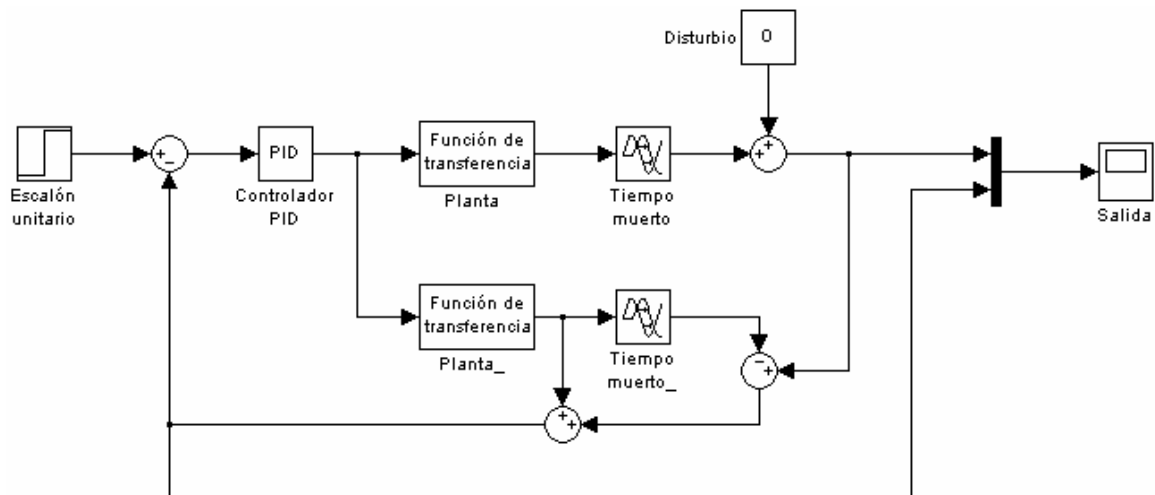
Esta estrategia puede ser muy útil, pero no hay control sobre el tiempo muerto que esta inmerso en el proceso y que es imposible eliminarlo físicamente.

Figura 23. Controlador PID en cascada.



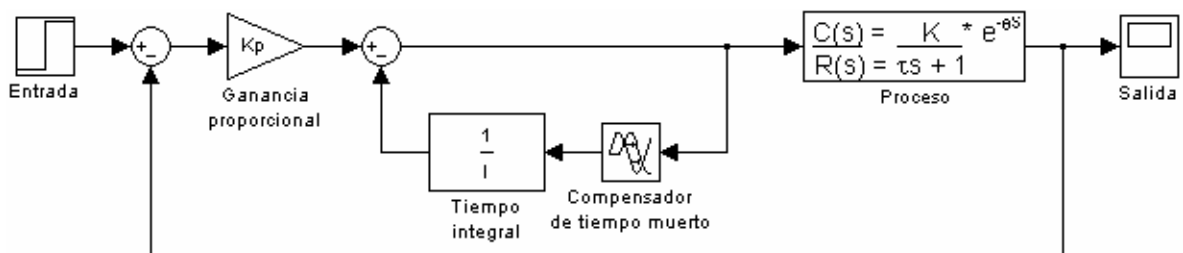
13.10.3. Concepto C. El controlador PID con el Predictor Smith (Ver figura 24) “predice” el comportamiento del proceso, ya que al conocer el retardo, es posible saber lo que sucederá luego del mismo.

Figura 24. Controlador PID con el Predictor Smith.



13.10.4. Concepto D. El controlador PIDA (Ver figura 25), implementa la realimentación continua con la adición de un modo de adelanto para el control de un lazo análogo. Las entradas principales, set-point y medición se usan para calcular una salida para la variable manipulada, basado en valores de sintonía colocados por el usuario tales como: banda proporcional, tiempo integral, tiempo derivativo y retardo.

Figura 25. Controlador PIDA.



13.11. SELECCIÓN DE ESTRATEGIAS

13.11.1. Método estructurado. En la tabla 5, se observa una matriz de tamizaje donde se dan a conocer criterios esenciales que deben tener las estrategias de control y los conceptos a evaluar.

El signo positivo indica que los conceptos (A, B, C, y D) pueden desarrollar el criterio estipulado, el signo negativo, lo contrario.

Tabla 5. Matriz de tamizaje.

CRITERIO DE SELECCIÓN	A	B	C	D
La ubicación del sensor es la adecuada	+	+	+	+
El controlador responde a paradas súbitas de equipos	-	-	-	-
El controlador responde bien a sistemas con gran tiempo muerto	-	-	+	+
El controlador responde a daños en la válvula y el sensor	-	-	-	-
Controlador de fácil implementación en el DCS I/A Foxboro	-	-	+	-
Controlador mas conocido en la industria	+	+	+	-
Controlador de fácil optimización para el procesos con retardo	-	-	+	+
Positivos	2	2	5	3
Iguales	0	0	0	0
Negativos	5	5	2	4
Total	-3	-3	3	-1
Orden	4	3	1	2
¿Continuar?	NO	NO	SI	NO

El total se haya de la resta de la cantidad de positivos por los negativos, el orden indica la estrategia que mas se acerca a las necesidades de la empresa, en este caso el concepto C, que es el controlador PID con Predictor Smith, será el utilizado para la implementación en el proceso de blanqueo, pero no hay que descartar los otros conceptos.

El controlador PIDA, aunque no es muy conocido a nivel industrial, podría ser una buena opción para controlar procesos con gran tiempo muerto.

13.12. ANÁLISIS DE CONTROLADORES CON COMPENSACIÓN DE TIEMPO MUERTO

13.12.1. Controlador PIDA.

El PIDA tiene la capacidad de compensar el tiempo muerto existente en un proceso, adicionando un retardo en el controlador PID, llamado compensador. Este controlador cuenta con las siguientes características.

Modo de control. El PIDA puede ser configurado para operar en los siguientes modos de control:

- Proportional (P)
- Integral (I)
- Proportional-plus-Derivative (PD)
- Proportional-plus-Integral (PI)
- Proportional-plus-Integral-plus-Derivative (PID)
- No interactivo PID (NIPID)
- Proportional, integral, tiempo muerto (PITAU)
- No interactivo, proporcional, integral, derivativo, tiempo muerto (PIDTAU)

Características estándares del PIDA. Las características son:

- Límites al set-point
- Rampa para el set-point
- Compensación para el set-point
- Compensación para la derivativa
- Ratio de adelanto y sumas a la entrada
- Control de tiempo muerto

- Sintonía no interactiva
- Set-point Remoto/Local con límites al set-point que puede ser colocado por el operador. Otro bloque o un programa supervisado
- Realimentación externa (FBK) que puede ser utilizada para compensar la acción integral, evita sobresaltos en el próximo bloque cuando se usa una estrategia en cascada para mejorar las características del bloque secundario
- Control supervisado (SSC) que permite a todos los usuarios desarrollar control supervisado sobre los Set-Point de los bloques PIDA
- Control digital directo (DDC) permite usar software con aplicación directa sobre la salida de los bloques PIDA

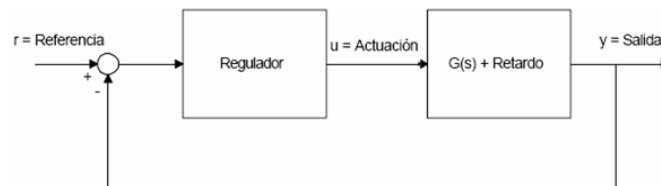
13.12.2. Controlador PID con Predictor de Smith. Uno de los principales problemas de los controladores clásicos, como es el PID, es su comportamiento frente a plantas con un retardo considerable. Este retardo se puede deber a una distancia física entre el proceso y el lugar de medición de la variable, una demora en los actuadores o cualquier otra causa. En general, la forma de solucionar este efecto es reducir la ganancia del controlador a los fines de poder “esperar” el resultado de la actuación luego del retardo.

Si ajustamos un regulador para una planta con y sin retardo los parámetros serán completamente distintos. Es obvio que el comportamiento a lazo cerrado del proceso sin retardo será superior al de la planta equivalente con retardo. De aquí la principal idea que surge: ¿Será posible diseñar un regulador de modo tal que la planta con retardo tenga el mismo comportamiento que si no lo tuviera?. La respuesta es afirmativa con la salvedad que no es posible compensar el retardo ya que es intrínseco al proceso pero sí se puede compensar su efecto sobre la realimentación. La idea está basada en que, al conocer el retardo, es posible saber qué es lo que sucederá luego del mismo, es decir podemos “predecir” el

comportamiento del proceso. El método lleva el nombre del primero en plantearlo, el Predictor de Smith.

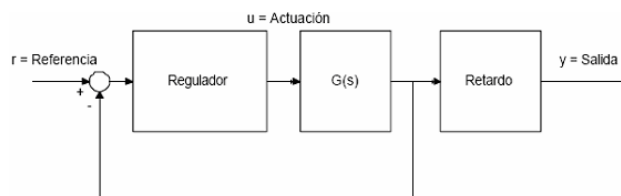
En la figura mostramos un lazo genérico de control de una planta con retardo en donde se realimenta la salida afectada por la demora. Esto ocasiona un efecto degradante en el comportamiento en lazo cerrado.

Figura 26. Lazo genérico de control de planta con retardo.



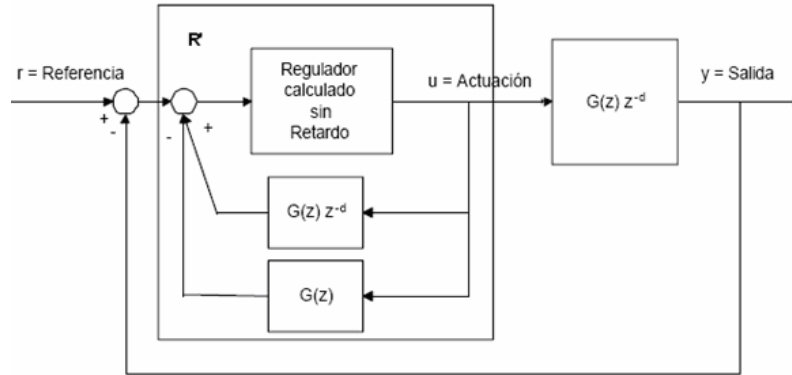
Sería totalmente distinta la conclusión que obtendríamos si pudiéramos hacer lo que muestra la figura 27, donde se separa el retardo del resto de la dinámica.

Figura 27. Planta separada del retardo.



En este caso podríamos ajustar el regulador como si la planta no tuviera retardo, elemento que se sumaría a posteriori sin afectar la realimentación. Desafortunadamente, el punto elegido para realimentación es inaccesible pero lo que sí podemos hacer es "predecir" el valor de la salida previa al retardo. Esto se consigue realimentando la salida del regulador como muestra la figura 28. Notemos que el regulador es el obtenido al ajustar el lazo de la planta sin retardo.

Figura 28. Predicción de salida y realimentación.



Ahora demostraremos que el esquema de la figura 28 es equivalente a tener una realimentación como la de la figura 27. Para esto recordemos que la función de transferencia en lazo cerrado del sistema sin retardo es de la forma,

$$M_{sr}(z) = \frac{G(z)}{1 + R(z)G(z)} \quad (9)$$

al agregarle el retardo, resulta:

$$M(z) = \frac{z^{-d} G(z)}{1 + z^{-d} R(z) G(z)} \quad (10)$$

Donde vemos que los polos o la dinámica varían al estar el retardo en el denominador. Si definimos el nuevo regulador R' como el recuadro de la figura 28 y operamos con álgebra de bloques, su función de transferencia resulta:

$$R'(z) = \frac{R(z)}{1 + (1 - z^{-d})R(z)G(z)} \quad (11)$$

Aquí R continúa siendo el regulador calculado para la planta sin retardo. Con este nuevo regulador R' la función de transferencia a lazo cerrado será:

$$M'(z) = \frac{z^{-d} G(z) R'(z)}{1 + z^{-d} R'(z) G(z)} = \frac{\frac{z^{-d} G(z) R(z)}{1 + (1 - z^{-d}) R(z) G(z)}}{1 + \frac{z^{-d} G(z) R(z)}{1 + (1 - z^{-d}) R(z) G(z)}} \quad (12)$$

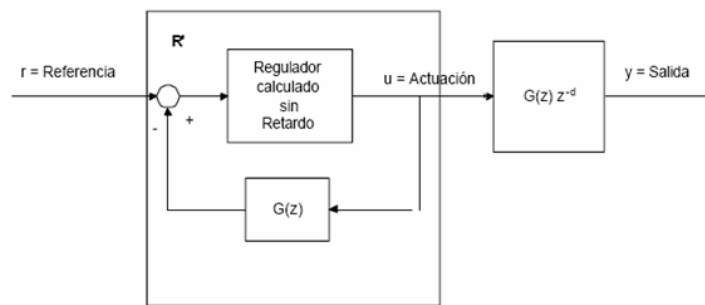
operando algebraicamente obtenemos,

$$M'(z) = \frac{z^{-d} G(z) R(z)}{1 + z^{-d} R(z) G(z)} = z^{-d} M_{sr}(z) \quad (13)$$

Esto significa que la nueva función de transferencia es exactamente igual a la que obtendríamos si la planta no tuviera retardo, más el retardo inevitablemente aparece. Con lo que hemos obtenido lo que nos proponíamos que era lograr diseñar un regulador para una planta sin retardo y que mantenga su comportamiento al incluir el retardo.

Otra forma de verlo sería volver a la figura 28 y observar que el término $z^{-d} G(z)$, que es la salida de la planta, se suma y se resta en la entrada del regulador por lo que se podría cancelar y el sistema quedaría como la figura 29.

Figura 29. Regulador sin realimentación.



13.13. ARQUITECTURA DE LA ESTRATEGIA

Figura 30. Diagrama de bloques del Predictor Smith.



- 72

- Tiempo muerto: Retardo entre la adición de químicos y la medición del proceso.
- Disturbio: Son perturbaciones que presenta el proceso naturalmente.
- Salida: Señal de pH arroja el proceso.

13.13.2. Puntos claves de medición. Antes de cerrar el lazo de control, es necesario mirar el comportamiento de la planta para estar seguros de que los datos obtenidos son lo correctos.

- **Punto A:** Modelo de la planta (tomado de las pruebas) con tiempo muerto sin disturbio.
- **Punto B:** Señal de la planta (tomado del transmisor).
- **Punto W:** Modelo de la planta (tomado de las pruebas) con tiempo muerto y disturbio.
- **Punto C:** Señal de realimentación, en el se encuentra el modelo de la planta sin tiempo muerto y con disturbio.

13.13.3. Señal en el DCS. El Sistema de Control Distribuido I/A FOXBORO, cuenta con herramientas de diseño y visualización tanto de bloques de control, como de gráficas emitidas por las señales de la planta.

13.14. DISEÑO INDUSTRIAL

El diseño industrial es el servicio profesional de crear, desarrollar conceptos y valores que optimicen la función, valor y apariencia de los productos.

En esta etapa de diseño se busca el desarrollo de conceptos en base a estrategias para optimizar el control de pH, apariencia a través del DCS, fácil

interacción con los operadores y que ofrezca un beneficio mutuo, tanto para los operadores como para la empresa.

13.14.1. Apariencia de la estrategia de control. El Sistema de Control Distribuido cuenta con una interfaz gráfica sencilla, en la que tanto ingenieros como operadores pueden observar lo que ocurre con la medición de pH, en tiempo real.

13.14.2. Valoración del diseño industrial. Para realizar una valoración de importancia en el diseño de la estrategia de control, es necesario identificar las necesidades ergonómicas y estéticas.

Las necesidades ergonómicas serán aquellas en las cuales se relacionan con todas las interfases humanas, y las necesidades estéticas se observarán por medio del DCS I/A FOXBORO.

13.14.3. Tendencia de la estrategia. En la tabla 6, se da a conocer una valoración de las necesidades ergonómicas de la estrategia de control y en la tabla 7, la valoración de las necesidades estéticas.

Tabla 6. Valoración de necesidades ergonómicas.

VALORACIÓN	BAJO			MEDIO			ALTO		
Facilidad de uso									
Facilidad de mantenimiento									
Cantidad de interacciones									
Novedad de las interacciones									
Seguridad									

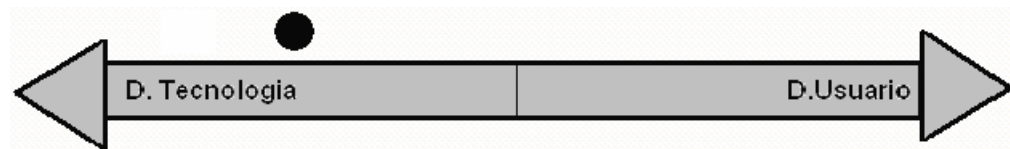
Tabla 7. Valoración de necesidades estéticas.

VALORACIÓN	BAJO			MEDIO			ALTO		
Diferenciación del producto									
Orgullo de posesión									
Motivación del grupo									

13.14.4. Ubicación de la estrategia.

➤ **Estrategia dominada por la tecnología.** La figura 31 muestra que la estrategia de control está dominada por la tecnología, ya que el principal recurso para realizar control en la planta, utilizado por PROPAL, es el Sistema de Control Distribuido I/A FOXBORO.

Figura 31. Ubicación de la estrategia de control.



➤ **Facilidad de sintonización de la estrategia.** La sintonización de las estrategias de control solo pueden ser realizadas por ingenieros que conocen tanto de control, como del Sistema de Control Distribuido, en el caso de PROPAL.

13.15. DISEÑO DETALLADO

Una vez hallada la función de transferencia (Ver ecuación 8) de la planta en lazo abierto, es necesario realizar unas pruebas que indican si es posible trabajar o no en este proceso.

$$G(S) = \frac{0.945767 e^{-2.4552 S}}{2.337S + 1}$$

13.15.1. Sistema en lazo abierto. Después de hacer las pruebas en lazo abierto, realizamos una simulación en MATLAB para comparar los resultados obtenidos con los realizados en el programa, de esta manera se obtendrán mejores resultados en el momento de implementar la estrategia de control.

En la figura 32 se observa el diagrama de bloques del sistema en lazo abierto y en la figura 33 la salida de la planta frente a un escalón unitario.

Figura 32. Diagrama de bloques del sistema en lazo abierto.

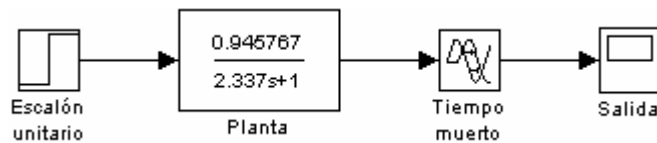
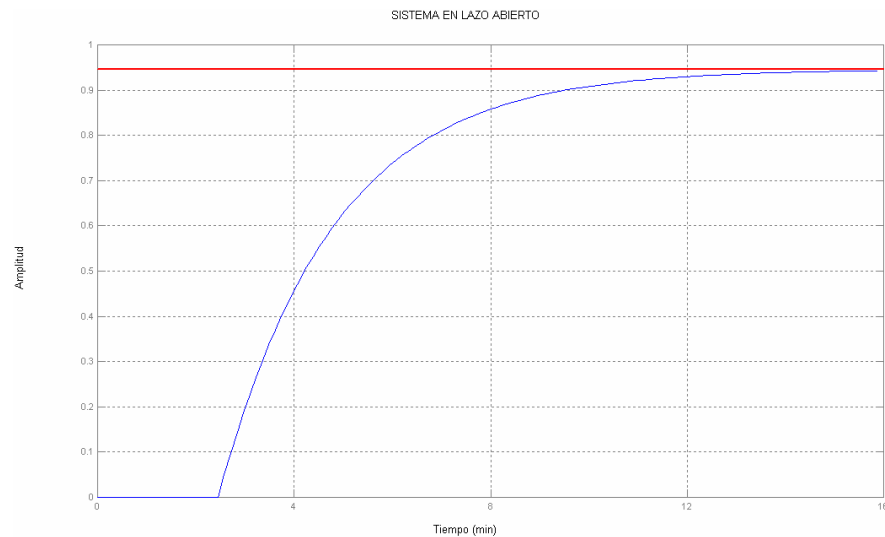


Figura 33. Salida en lazo abierto.



Necesitamos saber sobre que polos trabajar y analizar la estabilidad del sistema, para ello se utilizará el método del lugar geométrico de la raíz (Ver figura 34) y también se realizará un análisis en frecuencia con el diagrama de Bode.

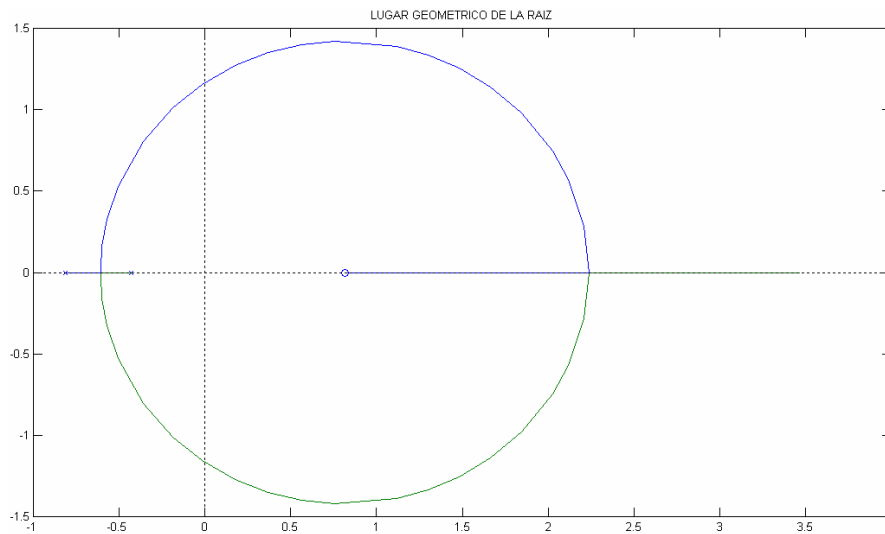
Como el sistema es de primer orden con tiempo muerto, es necesario hacer una aproximación, que se hará por el método de Padé, que se encuentra dada por la ecuación 14:

$$e^{-\theta S} \approx \frac{-\theta S + 1}{\frac{\theta S}{2} + 1} \quad (14)$$

La aproximación de Padé para el sistema de primer orden con tiempo muerto, queda de la siguiente manera:

$$G_2(S) = \frac{-0.9458 s + 0.7704}{2.337 s^2 + 2.904 s + 0.8146} \quad (15)$$

Figura 34. Lugar geométrico de la raíz.



Una vez realizado el lugar geométrico de la raíz, se desea saber cual es la ganancia proporcional máxima para que el sistema siga estable, para ello utilizamos la herramienta MATLAB, donde muestra los polos con el valor de ganancia correspondiente. (Ver Tabla 8).

Tabla 8. Polos vs. Ganancia proporcional.

POLOS				Kp
-0.8146		-0.4279		0
-0.7757		-0.4583		0.021
-0.7095		-0.5135		0.048
-0.6276		-0.589		0.064
-0.6082		-0.6082		0.0646
-0.608	- 0.0193i	-0.608	+ 0.0193i	0.0653
-0.5991	- 0.1606i	-0.5991	+ 0.1606i	0.1096
-0.5706	- 0.3247i	-0.5706	+ 0.3247i	0.2502
-0.5056	- 0.5303i	-0.5056	+ 0.5303i	0.5714
-0.3572	- 0.8069i	-0.3572	+ 0.8069i	1.3048
-0.1878	- 1.0097i	-0.1878	+ 1.0097i	2.1423
-0.0183	- 1.1535i	-0.0183	+ 1.1535i	2.9797
0.1752	- 1.2710i	0.1752	+ 1.2710i	3.936
0.3687	- 1.3511i	0.3687	+ 1.3511i	4.8923
0.5622	- 1.4002i	0.5622	+ 1.4002i	5.8485
0.7557	- 1.4215i	0.7557	+ 1.4215i	6.8048
1.119	- 1.3898i	1.119	+ 1.3898i	8.6001
1.3006	- 1.3372i	1.3006	+ 1.3372i	9.4978
1.4822	- 1.2564i	1.4822	+ 1.2564i	10.3954
1.6639	- 1.1415i	1.6639	+ 1.1415i	11.2931
1.8455	- 0.9806i	1.8455	+ 0.9806i	12.1907
2.0271	- 0.7443i	2.0271	+ 0.7443i	13.0884
2.118	- 0.5705i	2.118	+ 0.5705i	13.5372
2.2088	- 0.2838i	2.2088	+ 0.2838i	13.9861
2.2374		2.2374		14.1273
1.9793		2.5526		14.2686
1.5771		3.4693		15.5401
0.8146				

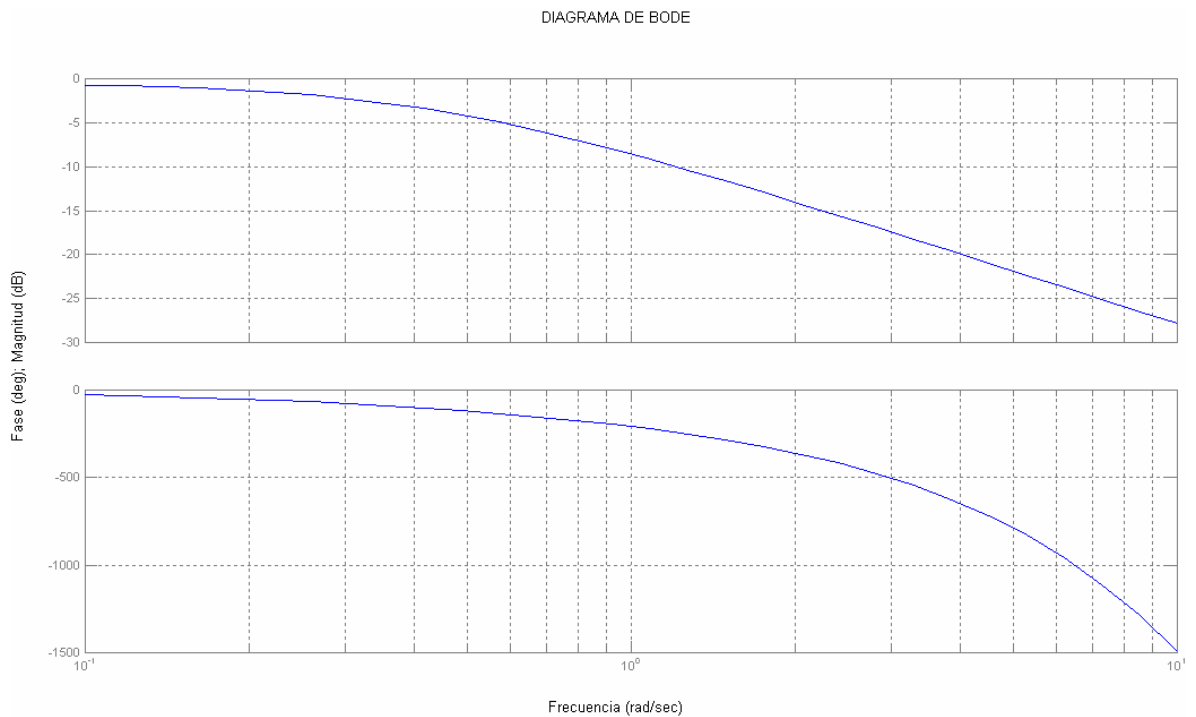
La ganancia máxima en la que se debe trabajar es: 2.9797, para asegurar la estabilidad del sistema.

Para ver la respuesta en frecuencia (respuesta de un sistema en estado estable) es necesario realizar un diagrama de bode. Cuando la entrada de una señal

senoidal cuya frecuencia se varia dentro de un cierto rango de interés. Si el sistema es lineal, la salida será también una señal senoidal con la misma frecuencia, aunque su amplitud y fase pueden ser diferentes.

Del diagrama de bode (Ver figura 35) se puede extraer información importante como los valores de margen de fase y margen de ganancia, con ellos es posible conocer la estabilidad y el comportamiento del sistema para realizar el diseño del controlador.

Figura 35. Diagrama de Bode.



➤ **Análisis de margen de ganancia.** Si $|M| < -6$ db a 180° , el sistema es estable; si $|M| > 0$ db a 180° , el sistema es inestable. En la figura 36 se aprecia que a 180° , la magnitud es menor a -7db, esto significa que el sistema es estable.

➤ **Análisis de margen de fase.** Si Fase $> -150^\circ$ a 0 db, el sistema es estable; si Fase < -180 a 0 db, el sistema es inestable. En la figura 37 se aprecia que la magnitud empieza debajo del cero y en la fase hay una diferencia de $\pm 150^\circ$, por este método también se comprobó la estabilidad del sistema.

Figura 36. Margen de fase.

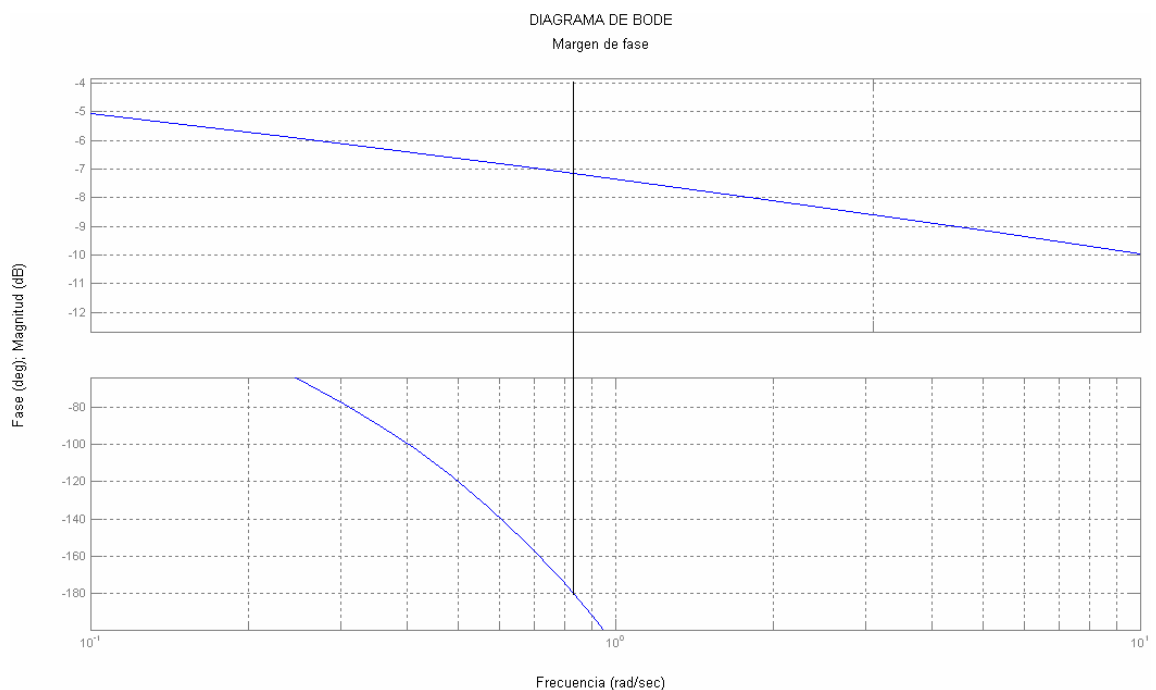
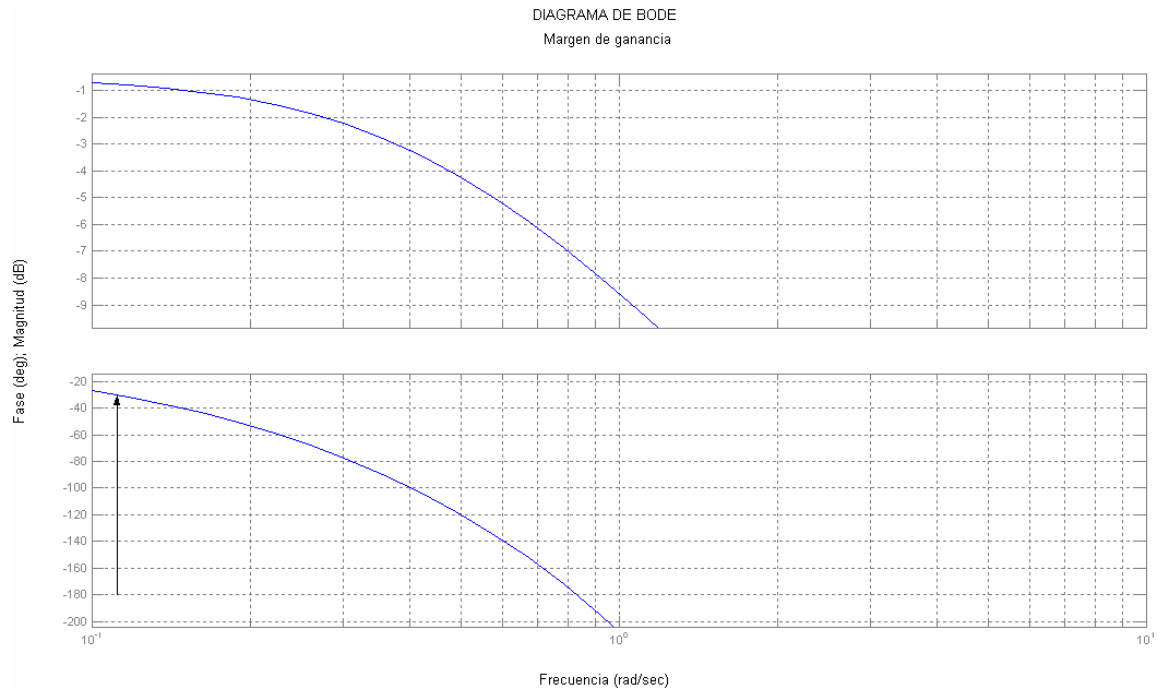


Figura 37. Margen de ganancia.



13.15.2. Sistema en lazo cerrado. Es preciso hacer una simulación del proceso, para saber el comportamiento cuando se cierra el lazo de control, para ello es necesario conocer la función de transferencia del controlador PID que se maneja en PROPAL (Ver ecuación 16), para realizar simulaciones en el programa MATLAB.

$$PID = \frac{100}{K_p} \left[\left[\frac{1}{TiS} + A \right] r - \left[\frac{1}{TiS} + 1 \right] C_f \right] fr + b \quad (16)$$

donde:

K_p = Ganancia proporcional.

Ti = Tiempo integral.

A = Filtro de primer orden al set-point (led/lag).

r = Set-point seleccionado.

C_f = Medida del filtro.

fr = Escala de la variable medida.

b = Bias (suma a la salida del controlador).

$$PID = \frac{100}{K_p} \left[\frac{1r + Ar - \frac{1C_f}{TiS} - Cf}{TiS} \right] fr + b$$

$$PID = \frac{100}{K_p} \left[\frac{1}{TiS} \underbrace{(r - Cf)}_e + \underbrace{Ar - Cf}_e \right] fr + b$$

$$100/K_p = K_p; \quad fr = 1; \quad b = 0$$

$$PID = K_p \left[1 + \frac{1}{TiS} \right] e$$

$$PID = \frac{K_p S + K_p/Ti}{S} \quad (17)$$

La función de transferencia del controlador PID que existe en PROPAL, es el más utilizado (Ver ecuación 17). El tiempo integral (Ti) ajusta la acción de control integral y la ganancia proporcional (Kp) afecta las partes integral y proporcional de la acción de control.

La sintonización del PID en PROPAL es la siguiente: $K_p = 1$, $Ti = 3.7$ min.

En el programa MATLAB realizamos un diagrama de bloques (Ver figura 38) y analizamos la respuesta (Ver figura 39).

Figura 38. Diagrama de bloque del sistema en lazo cerrado.

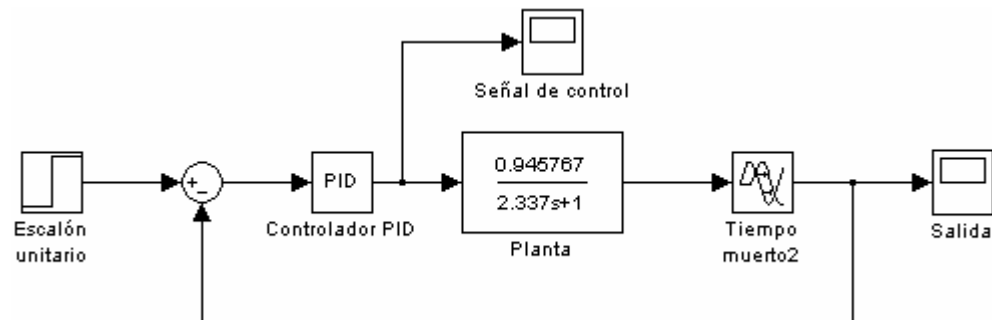
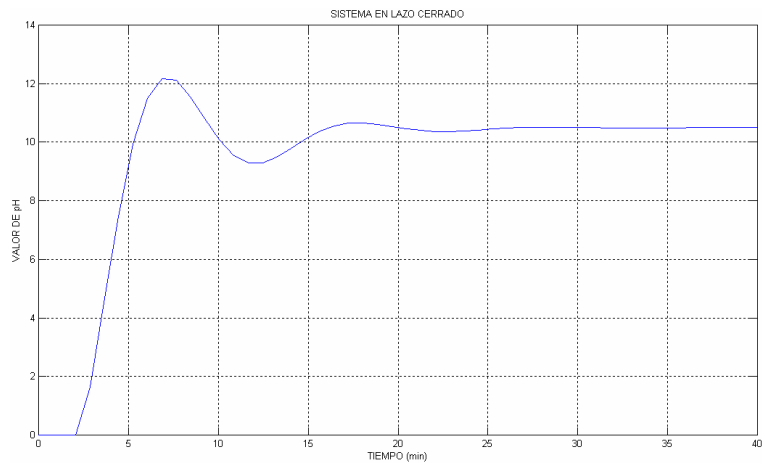


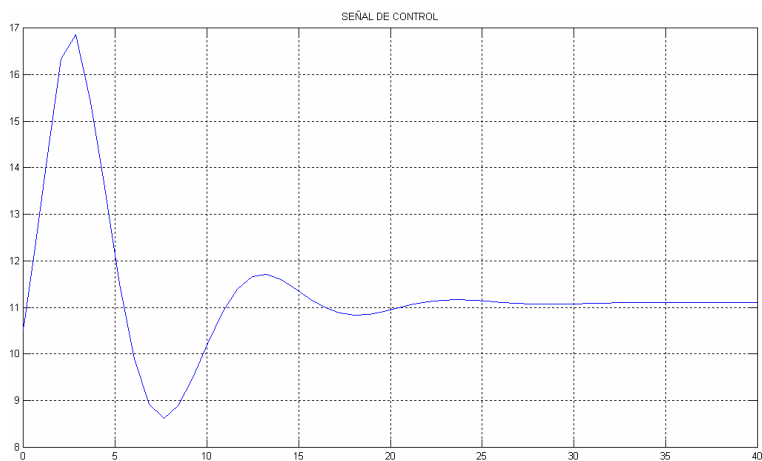
Figura 39. Salida en lazo cerrado.



Cuando se diseña un controlador, no solo la salida es importante, también lo es la señal de control, porque en ella se observa si los parámetros de control están bien sintonizados.

La figura 40, muestra que en tiempo 0 ya hay un valor de $\pm 10,5\%$ y llega a un máximo de más del 60% sobre el set-point para poder controlar, esto puede ocurrir por el retardo que existe en el proceso y puede mejorar al implementar el Predictor Smith.

Figura 40. Señal de control.



Análisis del sistema en lazo cerrado. Para saber si el sistema en lazo cerrado es estable, se observan los. La función de transferencia con aproximación de Padé queda de la siguiente manera:

$$G_3(S) = \frac{-0.9458 s^2 + 0.5148 s + 0.2082}{2.337 s^3 + 1.958 s^2 + 1.329 s + 0.2082} \quad (18)$$

➤ Polos del sistema en lazo cerrado

$$P_1 = -0.3177 + 0.5825i$$

$$P_2 = -0.3177 - 0.5825i$$

$$P_3 = -0.2024$$

Para este sistema, en la tabla 9 se da a conocer el valor de los polos y la ganancia correspondiente.

Tabla 9. Polos vs. Ganancia proporcional – Lazo cerrado.

POLOS					Kp
-0.3177	- 0.5825i	-0.3177	+ 0.5825i	-0.2024	0
-0.3161	- 0.5850i	-0.3161	+ 0.5850i	-0.2029	0.0068
-0.3139	- 0.5882i	-0.3139	+ 0.5882i	-0.2036	0.0158
-0.3089	- 0.5955i	-0.3089	+ 0.5955i	-0.2052	0.0365
-0.2976	- 0.6121i	-0.2976	+ 0.6121i	-0.2085	0.0841
-0.2721	- 0.6485i	-0.2721	+ 0.6485i	-0.2151	0.1941
-0.2151	- 0.7238i	-0.2151	+ 0.7238i	-0.2263	0.4479
-0.0895	- 0.8634i	-0.0895	+ 0.8634i	-0.2405	1.0336
0.1903	- 1.0744i	0.1903	+ 1.0744i	-0.2533	2.3849
0.3498	- 1.1503i	0.3498	+ 1.1503i	-0.2567	3.1645
0.5086	- 1.2010i	0.5086	+ 1.2010i	-0.259	3.944
0.8255	- 1.2377i	0.8255	+ 1.2377i	-0.2618	5.5031
1.1261	- 1.1969i	1.1261	+ 1.1969i	-0.2634	6.9844
1.2762	- 1.1470i	1.2762	+ 1.1470i	-0.264	7.7251
1.4264	- 1.0742i	1.4264	+ 1.0742i	-0.2645	8.4657
1.5764	- 0.9732i	1.5764	+ 0.9732i	-0.2649	9.2064

1.7265	- 0.8339i	1.7265	+ 0.8339i	-0.2653	9.947
1.8765	- 0.6315i	1.8765	+ 0.6315i	-0.2656	10.6877
1.9515	- 0.4834i	1.9515	+ 0.4834i	-0.2658	11.058
2.0265	- 0.2393i	2.0265	+ 0.2393i	-0.2659	11.4283
2.0499		2.0499		-0.266	11.5438
1.8317		2.3149		-0.266	11.6592
1.4882		3.0791		-0.2663	12.6982
0.8146				-0.2703	

La ganancia máxima en la que se debe trabajar es: 1.0336, para asegurar la estabilidad del sistema.

Análisis de la respuesta transitoria. La respuesta transitoria es la que va del estado inicial al estado final, exhibe con frecuencia oscilaciones amortiguadas antes de alcanzar el estado estable y la figura 41 muestra las siguientes especificaciones:

- t_d = Tiempo de retardo. Tiempo requerido para que la respuesta alcance la primera vez la mitad del valor final.
- t_r = Tiempo de levantamiento. Tiempo requerido para que la respuesta pase del 10% al 90%, del 5% al 95% o del 0% al 100% de su valor final. Para sistemas subamortiguados se usa el tiempo de levantamiento de 0% a 100%. Para sistemas sobreamortiguados, suele usarse el tiempo de levantamiento de 10% a 90%.
- t_p = Tiempo pico. Tiempo requerido para que la respuesta alcance el primer pico del sobrepaso.
- M_p = Sobrepaso máximo. Es el valor pico máximo de la curva de respuesta, medido a partir de la unidad. Si el valor final en estado estable de la respuesta es

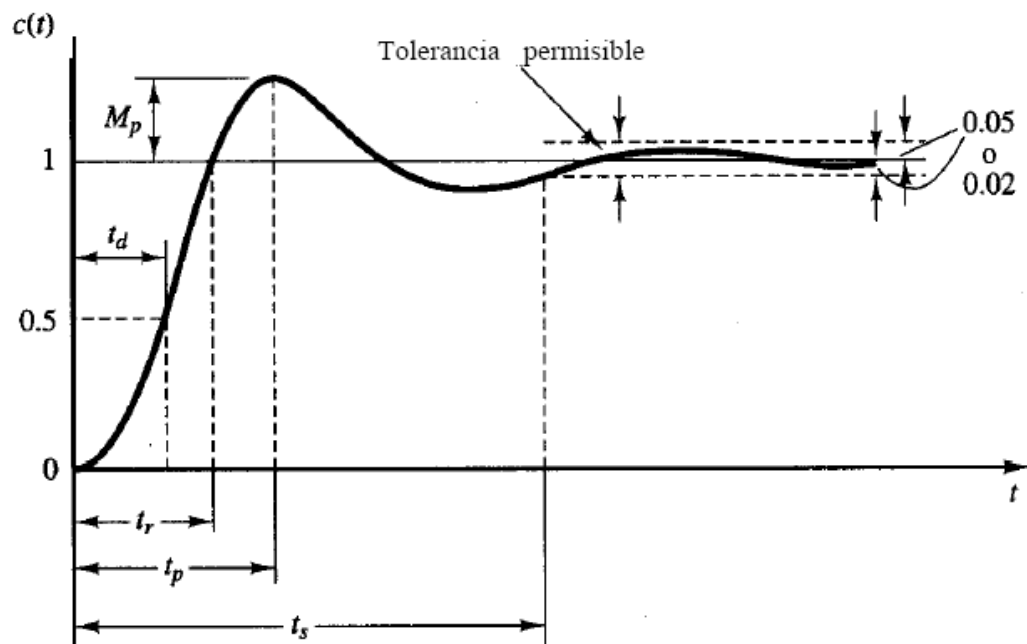
diferente de la unidad, es común usar el porcentaje de sobrepaso máximo. Se define mediante la ecuación 19:

$$\text{Porcentaje de sobrepaso máximo} = \frac{C(t_p) - C(\infty)}{C(\infty)} \times 100\% \quad (19)$$

La cantidad de sobrepaso máximo (en porcentaje) indica de manera directa la estabilidad relativa del sistema.

➤ t_s = Tiempo de asentamiento. Tiempo que se requiere para que la curva de respuesta alcance un rango alrededor del valor final del tamaño especificado por el porcentaje absoluto del valor final (por lo general de 2% a 5%) y permanezca dentro de él.

Figura 41. Curva de respuesta escalón unitario.



De acuerdo a la gráfica obtenida en lazo cerrado, se analizarán las especificaciones de la respuesta transitoria, requeridas para un sistema de orden superior (Ver figura 42), teniendo en cuenta que es un sistema subamortiguado, ya que la respuesta es oscilatoria, cosa que no sucede con los sistemas sobreamortiguados y los críticamente amortiguados.

$t_d = 2.4552$ min. Se encuentra inmerso en la gráfica.

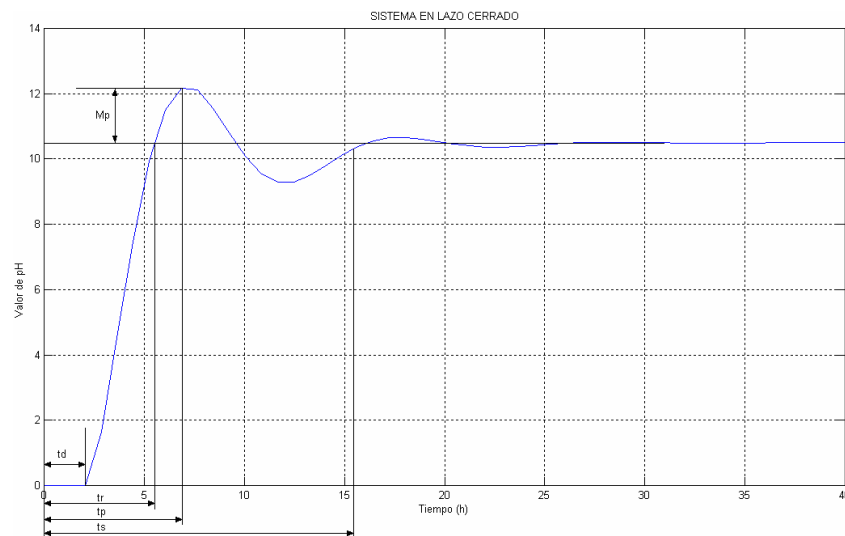
$t_r = 5.5$ min.

$t_p = 6.8542$ min.

$M_p = \frac{12.161 - 10.5041}{10.5041} \times 100\% \rightarrow M_p = 15.77\%$

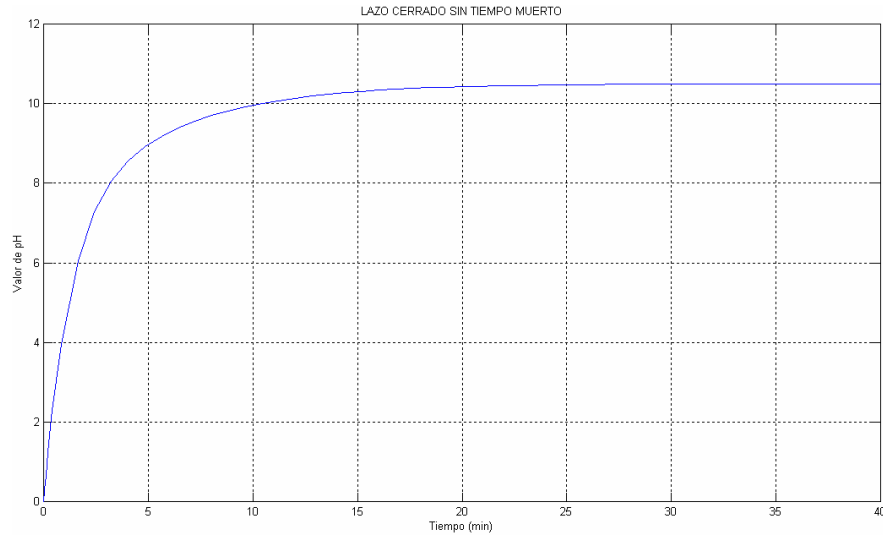
$t_s = 15.5711$ min.

Figura 42. Análisis de respuesta transitoria.



Se realizará una simulación del proceso de la planta (Ver figura 43) usando el mismo controlador PID, pero sin tiempo muerto para analizar la señal de salida.

Figura 43. Lazo cerrado sin tiempo muerto.



Si entre el sensor y la válvula de control, no existiera retardo, en este caso aumentaría la ganancia del controlador sin que haya sobrepicos.

13.15.3. Lazo cerrado con el Predictor Smith. Una vez obtenida la función de transferencia del proceso, se procede a realizar la sintonización del controlador PID, para organizar el diagrama de bloques del Predictor de Smith, en el programa MATLAB y mirar como se comporta la estrategia de control, frente a una entrada escalón unitario.

El método para realizar la sintonización del sistema es el de Ziegler – Nichols, con los parámetros de Cohen – Coon, que son los siguientes:

$$K_p = \frac{\tau}{K\theta} \left[0.9 + \frac{\theta}{12\tau} \right] \quad (20)$$

$$t_i = \frac{\theta \left[30 + \frac{3\theta}{\tau} \right]}{9 + \frac{20\theta}{\tau}} \quad (21)$$

donde:

K_p = Ganancia proporcional del PID.

τ = Constante de tiempo del proceso (2.337 min.).

θ = Tiempo muerto del proceso (2.4552 min.).

K = Ganancia del proceso (0.945767).

t_i = Tiempo integral.

Reemplazamos los valores en las fórmulas de sintonización:

➤ Ganancia proporcional:

$$K_p = \frac{2.337}{0.945767 * 2.4552} \left[0.9 + \frac{2.4552}{12 * 2.337} \right]$$

$$K_p = \frac{2.337}{2.32204713} \left[0.9 + \frac{2.4552}{28.044} \right]$$

$$K_p = 1.006439 * 0.987548 \rightarrow \boxed{K_p = 0.9939}$$

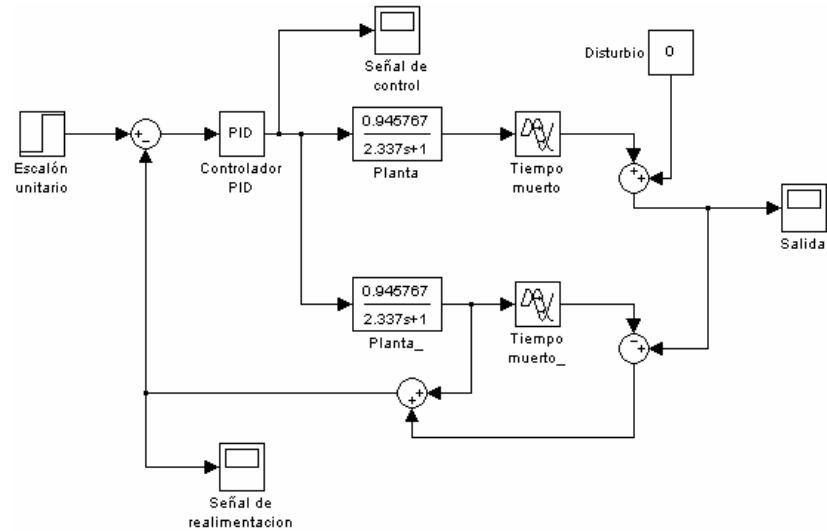
$$t_i = \frac{2.4552 \left[30 + \frac{3 * 2.4552}{2.337} \right]}{9 + \frac{20 * 2.4552}{2.337}}$$

➤ Tiempo integral.

$$t_i = \frac{2.4552 * (33.1517)}{30.01155} \rightarrow \boxed{t_i = 2.71209 \text{ min.}}$$

Con los valores de K_p y t_i , se puede realizar el diagrama de bloques del Predictor Smith (Ver figura 44) en MATLAB, para analizar la simulación y hacerle los ajustes respectivos, si es necesario.

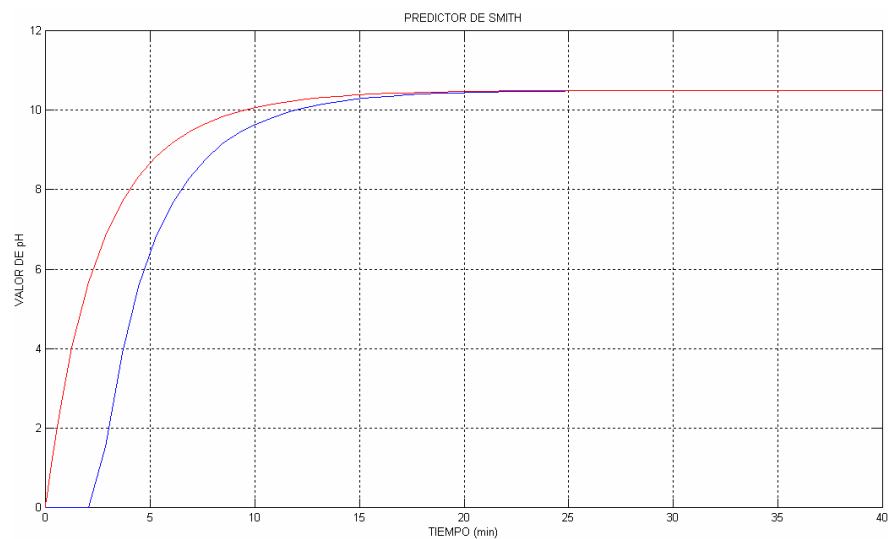
Figura 44. Diagrama de bloques del Predictor Smith.



De esta gráfica, se van a analizar las siguientes señales: señal de realimentación, señal de control y salida del Predictor Smith.

En la figura 45, se dan a conocer la señal de realimentación (en rojo) que va al controlador y la salida del Predictor (en azul)

Figura 45. Señal de realimentación y salida del Predictor.

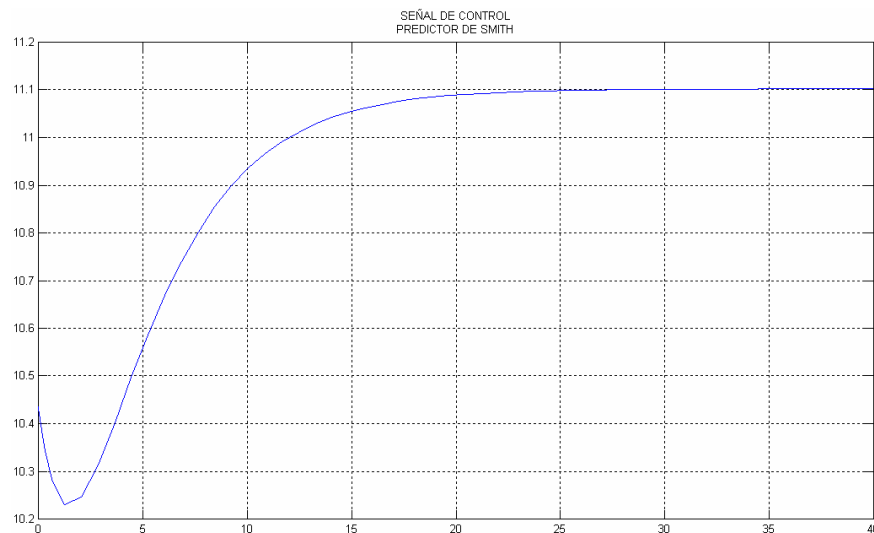


La respuesta de la salida del Predictor de Smith es similar a la obtenida en lazo cerrado sin tiempo muerto (figura 43), excepto el retardo.

El predictor brindó una rápida solución a los efectos del retardo en la planta, preservando las características del PID clásico en cuanto a sencillez y robustez.

En la figura 46, se observa que la señal decrece antes de estabilizarse, esto se debe a las aproximaciones de Padé que se realizaron anteriormente, ya que él agrega un cero a la ecuación y lo coloca positivo.

Figura 46. Señal de control del Predictor de Smith.



Análisis del sistema con el Predictor Smith. Es necesario saber si el sistema con el Predictor Smith es estable, para realizar la implementación en el DCS, para ello se observan los polos de la función de transferencia del Predictor (Ver ecuación 23):

$$G_4 = \frac{G_c(s)G(s)}{1 + G_c(s)G(s)e^{-\theta S} + G_c(s)G_m(s) - G_c(s)G_m(s)e^{-\theta S}} e^{-\theta S} \quad (22)$$

Si $G(s) e^{-\theta S} = G_m(s) e^{-\theta S} \rightarrow$ modelo perfecto

$$G_5 = \frac{G_c(s)G_m(s)}{1 + G_c(s)G_m(s)} e^{-\theta S} \quad (23)$$

➤ Polos del sistema con el Predictor Smith

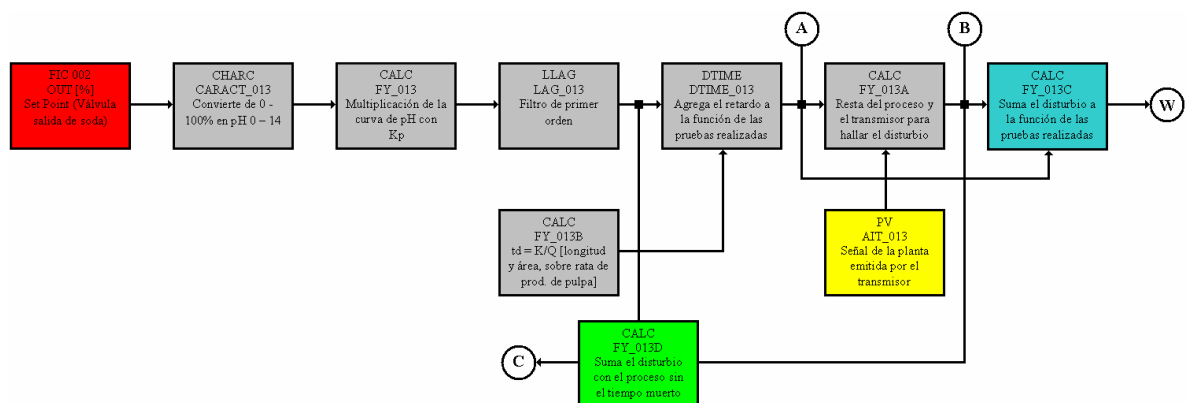
$$P_1 = -0.5699$$

$$P_2 = -0.2602$$

El sistema es completamente estable, porque los polos se encuentran en el plano izquierdo.

13.15.4. Implementación del Predictor en el I/A. En el Sistema de Control Distribuido se realizó un diagrama de bloques, donde se observa el Predictor de Smith. En la figura 47 se encuentran los bloques con nombres que acepta el DCS I/A y su descripción correspondiente.

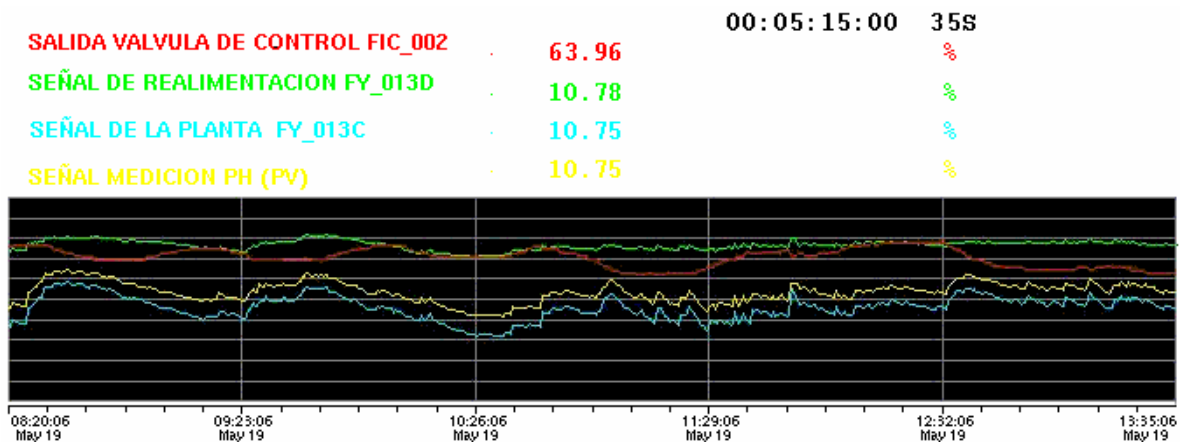
Figura 47. Diagrama de bloques del Predictor Smith en el DCS I/A.



En la figura 48, se observa una tendencia de la medición y control de pH y flujo de soda, en ella se destaca el control con compensación de tiempo muerto.

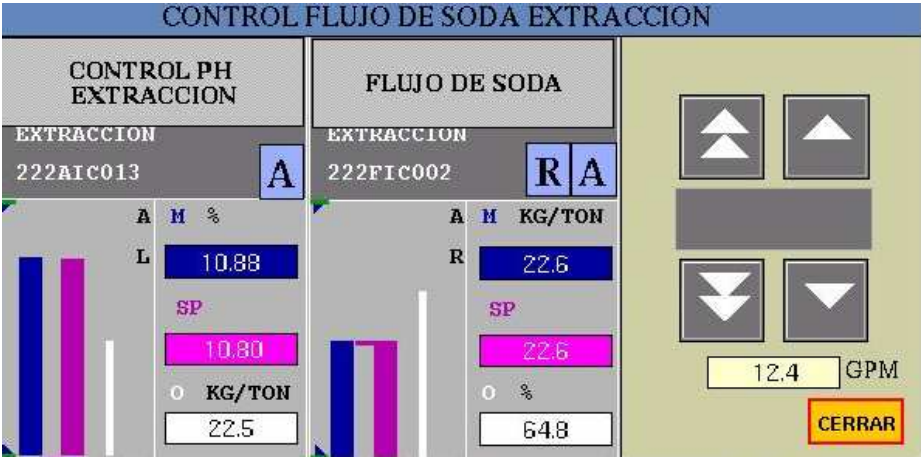
La línea verde (FY_013D) indica la señal de realimentación, es decir, la que va al controlador PID, sin tiempo muerto. La línea roja (FIC_002), muestra la señal de salida de la válvula por donde pasa el flujo de soda cáustica. La línea amarilla (AIT_013), es la señal emitida por el sensor que mide el pH. La línea azul (FY_013C), se toma como referencia para compararla con la señal del medidor de pH.

Figura 48. Comportamiento de la estrategia de control.



Después de realizar la implementación de la estrategia de control con el Predictor Smith, se siguió trabajando en automático. (Ver figura 49).

Figura 49. Control de pH y flujo de soda en el DCS I/A.



14. CONCLUSIONES

- Al realizar la estrategia de control con el Predictor Smith y ponerlo en práctica, observamos que si es posible diseñar un controlador, de tal modo que la planta con retardo tenga el mismo comportamiento que si no lo tuviera.
- Es importante tener en cuenta que no es posible compensar el retardo de la variable medida, ya que es intrínseco al proceso, pero si se puede compensar su efecto sobre la realimentación.
- Hay un comportamiento que vuelve débil la efectividad de un controlador con Predictor Smith y es la parada de un equipo que forma parte del proceso, ya que incide sobre el retardo, creando errores en nuestra señal realimentada.
- Es imposible tener un desarrollo óptimo de un controlador con Predictor Smith si tenemos problemas en el elemento final de control (válvula) o con el sensor, ya que como se mencionó en el punto anterior, incide sobre el retardo.
- Es necesario realizar una correlación entre la variable medida y las otras variables del proceso que afectan el retardo, esto debido a que el tiempo muerto calculado puede variar con la dinámica del proceso y afectar el buen desempeño del Predictor.
- Hay que tener en cuenta que en un proceso químico, pueden existir otras variables (flujo de soda, flujo de peróxido, flujo de pulpa, etc.) que pueden afectar la medición de pH.
- Durante el desarrollo y aplicación de la estrategia de control, se logró detectar que para la medición de pH, se extrae la muestra del proceso y se hace pasar por

el sensor que se encuentra instalado en un pote, al lado de la tubería que transporta la pulpa, lo que provoca que exista una diferencia de temperatura entre el proceso y la muestra sensada, transmitiendo una medición diferente a la del proceso controlado. Es importante entonces, que para la medición de pH se realice directamente sobre el proceso o se compense la medición por variación de temperatura instalando un sensor para ese propósito.

➤ Existe otra estrategia de control para compensación de tiempo muerto, como es el PIDA (Advanced PID Block), aunque no ha sido implementado con mucha frecuencia en plantas industriales, es una alternativa para solucionar el control de procesos con un gran tiempo muerto.

➤ La herramienta de MATLAB nos fue muy útil, ya que se pudo obtener el modelo aproximado de la estrategia de control que se implemento, además las características y comportamientos que resultaron muy aproximados a las del proceso en la planta.

BIBLIOGRAFÍA

BEQUETTE, B. Wayne. Process Control. Estados Unidos: Prentice Hall, 2003. 621 p.

COUGHANOWR, Donal R. Process systems analysis and control. 2 ed. Estados Unidos: McGraw-Hill, 1991. 584 p.

ENTREVISTA con Harold Home, Ingeniero electrónico de Invensys Foxboro Colombia. Santiago de Cali, 5 de abril de 2006.

ENTREVISTA con Rob Mapleston, Asesor internacional de ABB, Inc. Automation Technology Products Div. Bussiness Unit Instrumentation. Santiago de Cali, 27 de Febrero de 2006.

Ingeniería en automatización y control industrial de la Universidad Nacional de Quilmes [en línea]. Argentina: Universidad Nacional de Quilmes, 2004. [consultado el 25 de febrero de 2006]. Disponible en Internet: <http://iaci.unq.edu.ar>.

INVENSYS, Company. FoxDoc. Estados Unidos: Invensys System, 2004. 1210 p.

KUO, Benjamin C. Sistemas de Control Automático. 7 ed. México: Prentice Hall, 1996. 752 p.

MCMILLAN, G. K. pH Control. Estados Unidos: Independent Learning Module Series. Instrument Society of America (Research Triangle Park NC), 1984. 648 p.

OGATA, Katsuhiko. Ingeniería de control moderna. 3 ed. Mexico: Prentice Hall, 1998. 1015 p.

PROPAL, Planta 1. Blanqueo de pulpa: descripción de equipos y funcionamiento del proceso. En: CenPropal. Folleto MM2 – 018. (Ene. – Jun. 2006); p. 3 – 32.

SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. Control automatico de procesos: teoria y practica. Mexico: Limusa S.A., 1991. 718 p.

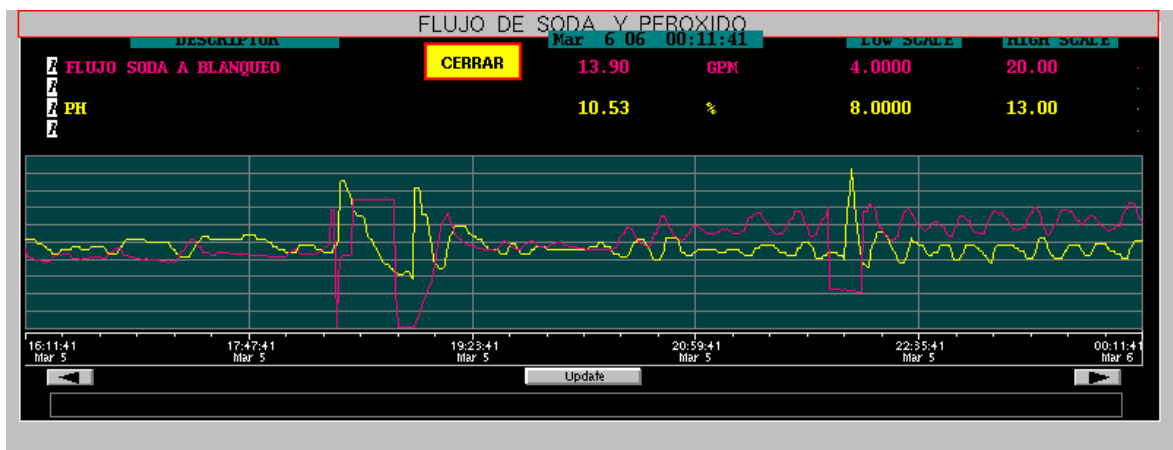
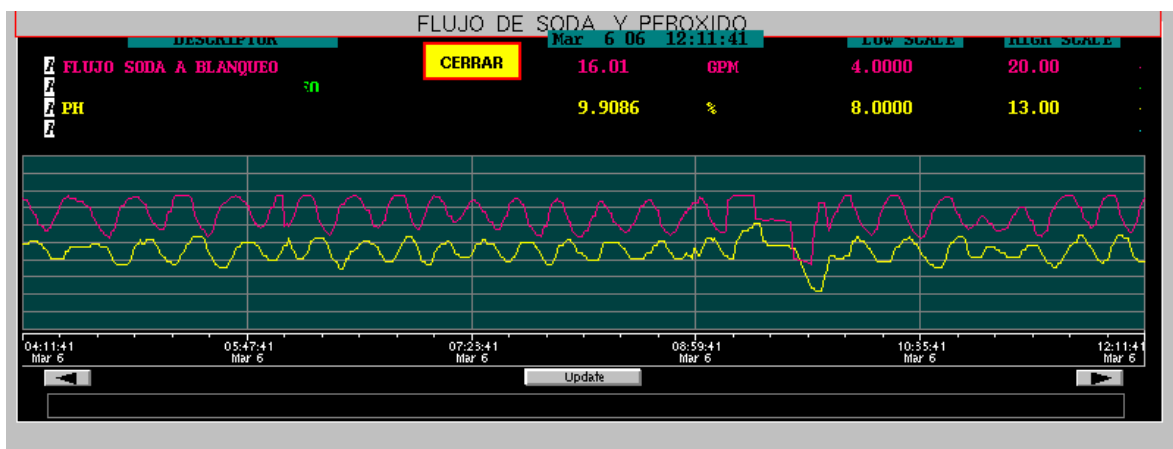
SPRIGGS, Don. Reducing beach plant costs with accurate: pH measurement and control. En: Pulp & Paper Magazine. (Jul. 2004); p. 1 – 9.

STARR, Kevin D. Single loop control methods. Estados Unidos: ABB Industrial System Inc, 1996; 1 v.

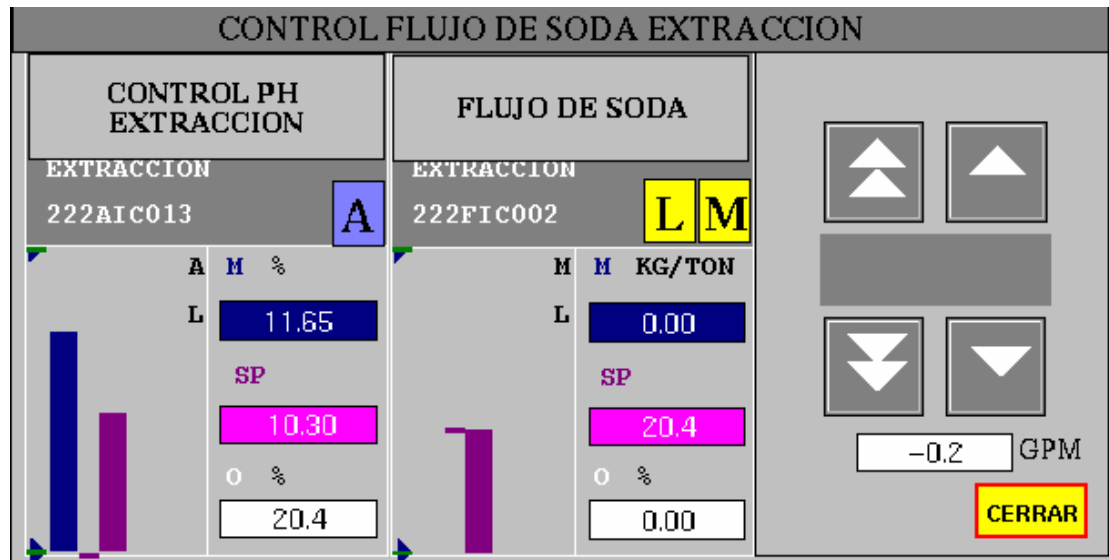
OMEGA Engineering, Inc. The pH and conductivity. Estados Unidos: OMEGA Engineering, Inc, 1995. 158 p.

ANEXOS

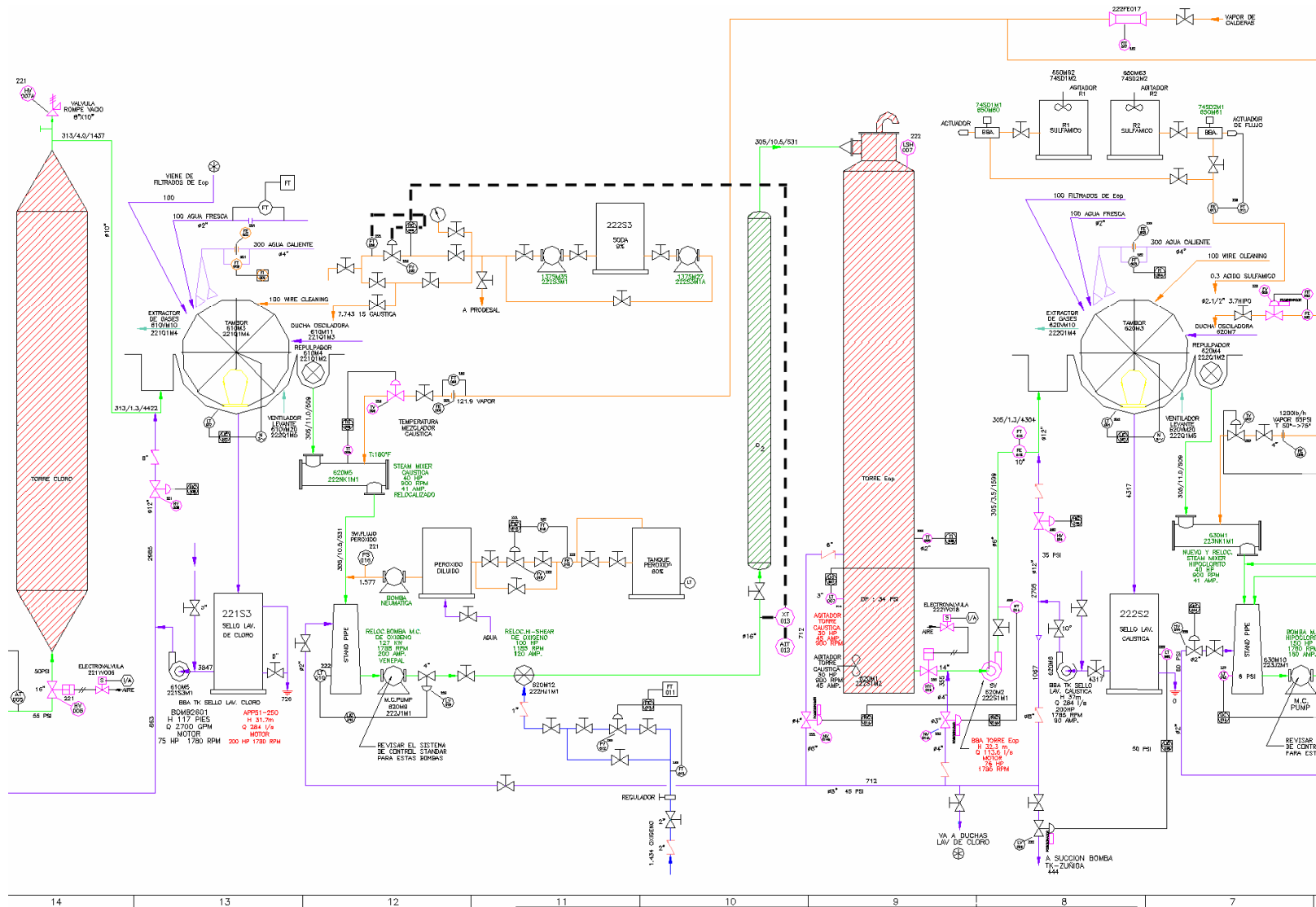
Anexo A. Comportamiento del pH y el flujo de soda en el proceso de blanqueo.



Anexo B. Controlador del flujo de soda.



Anexo C. Lazo de control.



Anexo D. Descripción del medidor de pH de pulpa a torre de cáustica.

[illegible]